

VÕ VĂN BANG - VŨ BÁ MINH
(Chủ biên : VŨ BÁ MINH)

**QUÁ TRÌNH và THIẾT BỊ
CÔNG NGHỆ HÓA HỌC & THỰC PHẨM**

Tập 3

TRUYỀN KHỐI



**NHÀ XUẤT BẢN
ĐẠI HỌC QUỐC GIA TP. HỒ CHÍ MINH**

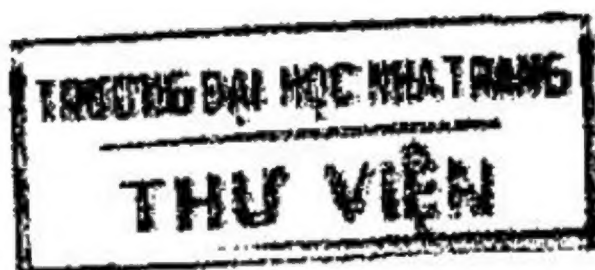
**ĐẠI HỌC QUỐC GIA TP HỒ CHÍ MINH
TRƯỜNG ĐẠI HỌC BÁCH KHOA**

Vũ Bá Minh - Võ Văn Bang

**QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ
CÔNG NGHỆ HÓA HỌC VÀ THỰC PHẨM**

**TẬP 3
TRUYỀN KHỐI**

(Tái bản lần thứ bảy)



1 0 0 2 5 8 4 0

**NHÀ XUẤT BẢN ĐẠI HỌC QUỐC GIA
TP HỒ CHÍ MINH - 2013**

MỤC LỤC

<i>Lời nói đầu</i>	7
Chương 1 CÁC QUÁ TRÌNH TRUYỀN KHỐI	9
1.1 Phân loại các quá trình truyền khối	10
1.2 Lựa chọn phương pháp phân riêng	12
1.3 Các phương pháp thực hiện quá trình truyền khối	13
1.4 Nguyên tắc thiết kế	13
1.5 Biểu diễn thành phần pha	14
Chương 2 KHUẾCH TÁN PHÂN TỬ	15
2.1 Khuếch tán phân tử	16
2.2 Khuếch tán phân tử theo một chiều trong lưu chất đứng yên hoặc chảy dòng ở trạng thái ổn định	21
2.3 Khuếch tán đối lưu	39
2.4 Áp dụng của khuếch tán phân tử	40
Bài tập	40
Chương 3 HỆ SỐ TRUYỀN KHỐI	42
3.1 Hệ số truyền khối trong dòng chảy tầng	43
3.2 Hệ số truyền khối đối lưu	47
3.3 Xác định thực nghiệm hệ số truyền khối	59
3.4 Hệ số truyền khối qua các diện tích bề mặt tiếp xúc pha xác định	61
Bài tập	68
Chương 4 TRUYỀN KHỐI GIỮA HAI PHA	71
4.1 Cân bằng pha	71
4.2 Truyền khối giữa hai pha	75
4.3 Cân bằng vật chất	83
4.4 Quá trình nhiều bậc	88
Bài tập	99
Chương 5 THÁP CHỨNG CẤT - HẤP THU	101
5.1 Tháp mâm	102
5.2 Tháp chêm	127
Bài tập	134

Chương 6 HẤP THU	136
6.1 Độ hòa tan cân bằng của chất khí trong chất lỏng	138
6.2 Cân bằng vật chất cho quá trình hấp thu	141
6.3 Ảnh hưởng của nhiệt độ và áp suất lên quá trình hấp thu	146
6.4 Tháp hấp thu	147
Bài tập	164
Chương 7 CHUNG CẤT	167
7.1 Định nghĩa	167
7.2 Cân bằng lỏng - hơi của hỗn hợp hai cấu tử	168
7.3 Hệ nhiều cấu tử lý tưởng	180
7.4 Chung cất liên tục hỗn hợp hai cấu tử	182
7.5 Tính quá trình chung cất bằng tháp chêm	208
7.6 Chung cất đơn giản	210
Bài tập	222
Chương 8 TRÍCH LY CHẤT LỎNG	224
8.1 Cân bằng pha cho hệ ba cấu tử	226
8.2 Lựa chọn dung môi	233
8.3 Các phương pháp trích ly theo bậc	234
8.4 Quá trình tiếp xúc pha liên tục	257
8.5 Thiết bị trích ly	260
Bài tập	267
Chương 9 SẤY	269
A. TĨNH LỰC HỌC QUÁ TRÌNH SẤY	270
9.1 Khái niệm về hỗn hợp không khí ẩm	270
9.2 Biểu đồ H - Y của hỗn hợp không khí ẩm	272
9.3 Cân bằng vật chất và năng lượng trong thiết bị sấy bằng không khí	277
9.4 Các phương thức sấy	284
B. ĐỘNG LỰC HỌC QUÁ TRÌNH SẤY	290
9.5 Tốc độ sấy của quá trình sấy gián đoạn	292

C. THIẾT BỊ SẤY	301
9.6 Thiết bị sấy đối lưu	302
9.7 Thiết bị sấy tiếp xúc: tủ sấy chân không	307
9.8 Các phương pháp sấy đặc biệt	308
9.9 So sánh và lựa chọn thiết bị sấy	309
Bài tập	310
 Chương 10 HẤP PHỤ VÀ TRAO ĐỔI ION	 313
10.1 Khái niệm	313
10.2 Cân bằng cho quá trình hấp phụ	317
10.3 Quá trình hấp phụ theo bậc	329
10.4 Quá trình tiếp xúc pha liên tục - hoạt động không ổn định - tầng cố định	346
10.5 Trao đổi ion	357
Bài tập	363
 Chương 11 TRÍCH LY CHẤT RẮN	 366
11.1 Khái niệm	366
11.2 Quá trình không ổn định	367
11.3 Quá trình liên tục (ổn định)	368
11.4 Phương pháp tính toán	372
Bài tập	387
 <i>Tài liệu tham khảo</i>	 390

Chương 11

TRÍCH LY CHẤT RẮN	364
11.1 Khái niệm	364
11.2 Quá trình không ổn định	365
11.3 Quá trình liên tục (ổn định)	366
11.4 Phương pháp tính toán	370
Bài tập	385
<i>Tài liệu tham khảo</i>	388

Lời nói đầu

TRUYỀN KHỐI là Tập 3 trong bộ sách 12 tập **Quá trình và Thiết bị Công nghệ Hóa học và Thực phẩm** của Bộ môn Máy và thiết bị, Khoa Công nghệ Hóa học, Trường Đại học Bách khoa - Đại học Quốc gia TP HCM.

Tập 3 được biên soạn theo đề cương môn học "Các quá trình và thiết bị truyền khối trong công nghệ thực phẩm" gồm cơ sở lý thuyết tính toán về các quá trình và thiết bị truyền khối, chủ yếu đối với các hệ hai cấu tử lỏng - khí, lỏng - lỏng, (khí) lỏng - rắn.

Quá trình và thiết bị truyền khối vốn là một lãnh vực rất quan trọng của công nghệ hóa học mà tất cả các kỹ sư ngành hóa và thực phẩm đều có liên quan trong hoạt động khoa học - công nghệ của mình.

Với kinh nghiệm giảng dạy nhiều năm của mình, các tác giả giới thiệu vấn đề một cách ngắn gọn, rõ ràng, khúc chiết với đầy đủ các chỉ dẫn ví dụ, phụ bản phục vụ tốt cho việc học của sinh viên các ngành hóa chất, thực phẩm, chế biến nông sản, dược phẩm, dầu khí... Ngoài ra sách còn có thể dùng làm tài liệu tham khảo cho các kỹ sư và cán bộ kỹ thuật trong ngành và các ngành có liên quan.

Xin cảm ơn các bạn đồng nghiệp đã cố vũ, góp ý kiến trong quá trình biên soạn.

Tác giả rất mong nhận được nhiều ý kiến đóng góp, xây dựng của các đồng nghiệp và bạn đọc để cuốn sách được hoàn thiện hơn.

Địa chỉ: Bộ môn Máy và Thiết bị Khoa Công nghệ Hóa học và Dầu khí Trường Đại học Bách khoa - Đại học Quốc gia TP HCM; 268 Lý Thường Kiệt, Q.10. ĐT: (08)8.650.484 – 8647256 (5680).

CÁC TÁC GIẢ

Chương **1**

CÁC QUÁ TRÌNH TRUYỀN KHỐI

Trong công nghiệp hóa học, nhiều quá trình có mối liên hệ đến sự biến đổi nồng độ của dung dịch hoặc hỗn hợp, bằng các phương pháp không dùng đến những phản ứng hóa học, mà dựa trên sự tiếp xúc trực tiếp giữa các pha để tạo nên sự di chuyển vật chất từ pha này sang pha khác. Ví dụ:

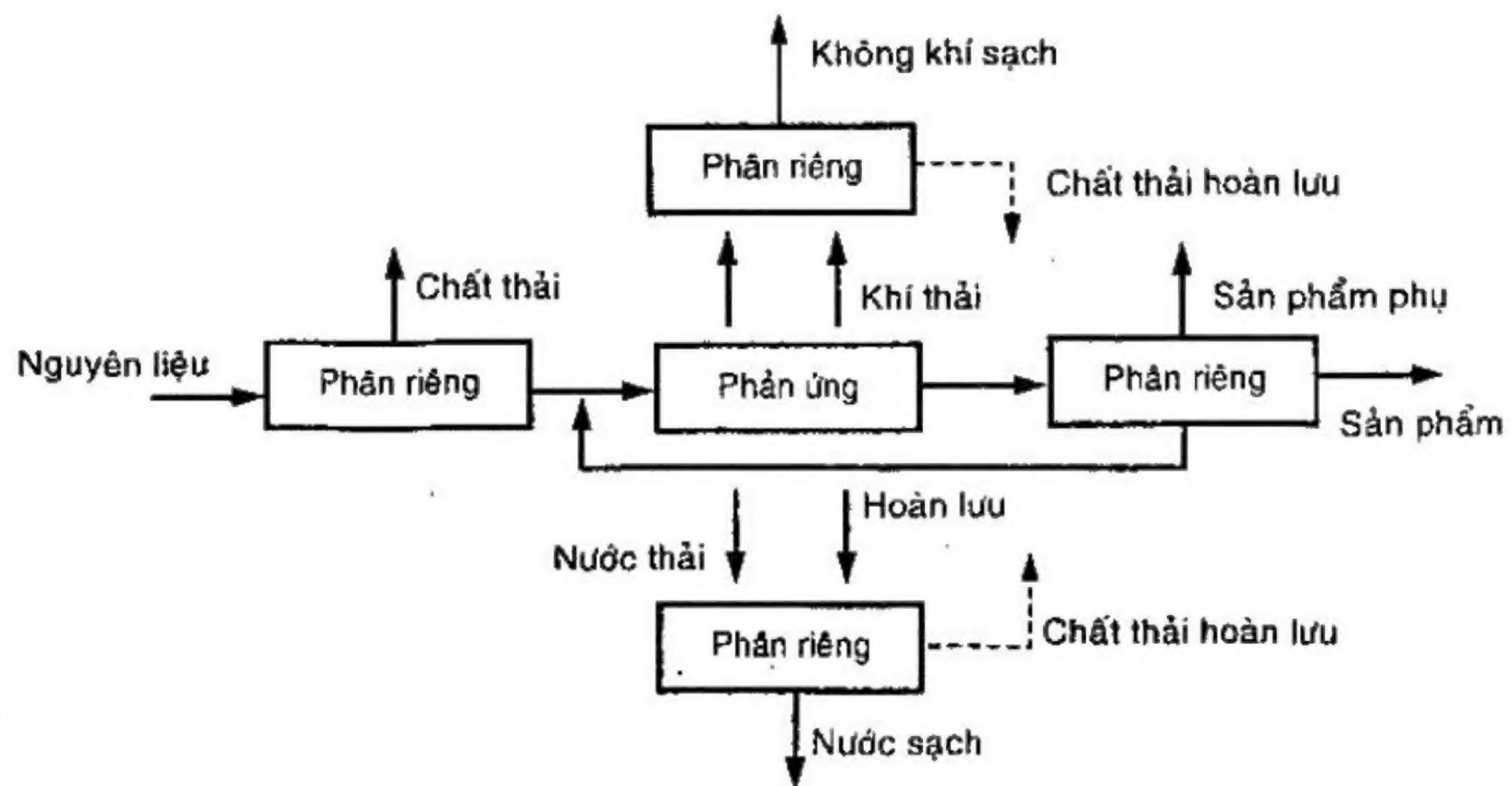
1- Quá trình điều chế oleum bằng cách cho H_2SO_4 đậm đặc hấp thụ khí SO_2 . Một bên là pha lỏng, một bên là pha khí

2- Quá trình sấy khô vật liệu bằng cách cho bốc hơi nước từ vật liệu ẩm vào dòng khí. Một bên là pha rắn một bên là pha khí.

Cũng có trường hợp cả hai pha đều là pha lỏng hoặc một pha lỏng và một pha rắn.

Quá trình truyền vật chất trên qui mô phân tử từ pha này sang pha khác khi hai pha tiếp xúc trực tiếp với nhau gọi là quá trình truyền khối hay là quá trình khuếch tán. Động lực của quá trình là sự sai biệt nồng độ làm cho chất khuếch tán di chuyển từ nơi có nồng độ cao tới nơi có nồng độ thấp.

Quá trình truyền khối (phân riêng bằng các phương pháp hóa lý) đóng vai trò chủ yếu trong công nghiệp hóa học, thực phẩm và các ngành công nghiệp khác để tách các chất ra khỏi nguyên liệu, thu hồi và làm tinh khiết các sản phẩm chính, giảm thiểu các chất gây ô nhiễm trong dòng nước hoặc khí thải (H.1.1)



Hình 1.1: Vai trò quan trọng của các quá trình phân riêng trong các ngành công nghiệp

1.1 PHÂN LOẠI CÁC QUÁ TRÌNH TRUYỀN KHỐI

Tùy theo đặc trưng của sự di chuyển vật chất và tính chất của hai pha, các quá trình truyền khối (TK) được phân loại theo sự tiếp xúc pha như sau:

1.1.1 Khí - Lỏng

Chưng cất: Là quá trình phân riêng các hỗn hợp lỏng thành các cấu tử riêng biệt, trong đó vật chất đi từ pha lỏng vào pha hơi và ngược lại, pha hơi được tạo nên từ pha lỏng bằng quá trình bốc hơi ngược lại pha lỏng được tạo nên từ pha hơi bằng quá trình ngưng tụ. Các cấu tử như vậy hiện diện trong cả hai pha nhưng với tỷ lệ khác nhau do có độ bay hơi khác nhau.

Hấp thu: Là quá trình hòa tan khí (hay hơi) vào chất lỏng, trong đó vật chất (một cấu tử hay một nhóm cấu tử) đi từ pha khí vào pha lỏng. Ngược lại nếu vật chất đi từ pha lỏng vào pha khí thì quá trình được gọi là nhả khí. Sự khác biệt chủ yếu là do chiều di chuyển của vật chất.

Nếu pha lỏng là chất lỏng tinh khiết (thường là nước) trong khi pha khí có thể chứa một hoặc nhiều cấu tử thì quá trình được gọi là làm ẩm hoặc làm khô dòng khí tùy thuộc trên chiều di chuyển của nước.

1.1.2 Khí - Rắn

Hấp phụ: Là quá trình hút khí (hơi) vào chất rắn xốp. Nếu pha khí có nhiều cấu tử được hấp phụ ở những mức độ khác nhau thì quá trình được gọi là hấp phụ phân đoạn. Nếu quá trình diễn ra theo chiều ngược lại gọi là giải hấp.

Sấy khô: Là quá trình tách nước ra khỏi vật liệu ẩm, trong đó vật chất (hơi nước) đi từ pha rắn vào pha khí.

1.1.3 Lỏng - Lỏng

Trích chất lỏng: Là quá trình tách chất hòa tan trong chất lỏng bằng một chất lỏng khác không hòa tan với chất lỏng trước. Quá trình có thể được thực hiện bằng cách làm lạnh hỗn hợp xuống dưới nhiệt độ tối hạn của dung dịch, hai pha được tạo nên có thành phần khác nhau.

1.1.4 Lỏng - Rắn

Kết tinh: Là quá trình tách chất rắn ra khỏi dung dịch trong đó vật chất sẽ đi từ pha lỏng vào pha rắn.

Trích chất rắn: Là quá trình hòa tan chọn lựa một cấu tử trong chất rắn bằng một dung môi lỏng. Vật chất truyền từ pha rắn vào pha lỏng. Nếu quá trình xảy ra theo chiều ngược lại thì gọi là hấp phụ trong chất lỏng.

Trong các quá trình được đề cập ở trên, nói vật chất đi từ pha này sang pha khác chỉ là tương đối, vì rằng trong cùng một lúc vật chất luôn di chuyển thuận nghịch chứ không phải theo một chiều, sở dĩ nói như vậy là căn cứ vào kết quả cuối cùng của quá trình.

Ngoài các quá trình trên sự phân riêng còn có thể được thực hiện bằng các kỹ thuật khác như màng thẩm thấu (lọc thẩm thấu ngược, siêu lọc), sự tiếp xúc giữa hai pha hòa tan, ứng dụng hiện tượng bề mặt...

Trọng tâm của quá trình phân riêng là tác nhân phân riêng. Trong chưng cất tác nhân phân riêng là nhiệt; trong trích ly là dung môi; trong hấp phụ là chất hấp phụ và trong quá trình phân riêng bằng màng đó là vật liệu làm màng. Bảng 1.1 trình bày một số quá trình phân riêng, tác nhân phân riêng tương ứng và ứng dụng tiêu biểu.

Bảng 1.1: Một số ví dụ quá trình phân riêng

Quá trình	Tác nhân phân riêng	Một số ứng dụng
Hấp thu	Dung môi	Tách CO ₂ và H ₂ S từ khí thiên nhiên bằng các dung môi amin...
Hấp phụ và trao đổi ion	Chất hấp phụ	Phân riêng meta và paraxylene; phân riêng không khí; khử khoáng cho nước...
Chưng cất	Nhiệt	Phân riêng propylene/propan; sản xuất xăng từ dầu thô; phân riêng không khí...
Sấy	Nhiệt	Sấy gốm sứ, hóa chất, nhựa, thực phẩm...
Cô đặc bốc hơi	Nhiệt	Khử muối trong nước biển, sản xuất đường...
Điện thẩm	Màng	Khử muối trong nước biển
Trích ly	Dung môi	Thu hồi benzen/ toluen/ xylene từ reformat; tách caffeine từ cafe.
Quá trình màng	Màng	Tách hydro từ các hydrocarbon; cô đặc nước trái cây; khử muối cho nước muối.

1.2 LỰA CHỌN PHƯƠNG PHÁP PHÂN RIÊNG

1.2.1 Quá trình truyền khối và quá trình cơ học

Ví dụ, để tách một khoáng chất ra khỏi quặng ta có thể dùng quá trình trích ly chất rắn hoặc tuyển nổi. Đôi khi cả hai phương pháp cơ học và truyền khối được sử dụng, đặc biệt khi phương pháp cơ học không triệt để, như tách dầu thực vật ra khỏi bã ta dùng trích ly chất rắn theo sau quá trình ép.

1.2.2 Quá trình TK và phản ứng hóa học hay cả hai phương pháp

H₂S có thể được tách ra khỏi hỗn hợp khí bằng cách cho hấp thu vào dung môi lỏng có hoặc không kèm với phản ứng hóa học hoặc chỉ dùng phản ứng hóa học với oxit sắt. Phản ứng hóa học thường phá hủy chất được tách trong khi phương pháp truyền khối cho ta thu hồi chất được tách nguyên vẹn.

1.2.3 Giữa các quá trình TK

Ví dụ, hỗn hợp khí oxygen và nitrogen có thể được tách ra bằng quá trình chưng cất hay bằng quá trình hấp phụ chọn lọc trên than hoạt tính. Dung dịch loãng acid acetic với nước có thể được tách bằng phương pháp chưng cất hoặc bằng phương pháp trích ly chất lỏng bằng một dung môi thích hợp. Cơ sở chính để lựa chọn một phương

pháp phân riêng là chi phí. Tuy nhiên cũng có một số yếu tố khác có ảnh hưởng đến việc lựa chọn như: tính đơn giản của quá trình, tài liệu, số liệu và kinh nghiệm cho việc thiết kế.

1.3 CÁC PHƯƠNG PHÁP THỰC HIỆN QUÁ TRÌNH TRUYỀN KHỐI

1.3.1 Thu hồi dung chất và phân đoạn

Nếu các cấu tử của hỗn hợp thuộc về hai nhóm có tính chất rất khác nhau thì ta có thể xem một nhóm là dung môi và một nhóm là dung chất. Sự phân riêng hai nhóm này tương đối là dễ dàng, quá trình khi đó được gọi là thu hồi dung chất. Mặt khác, nếu hỗn hợp gồm các cấu tử có tính chất gần giống nhau thì sự phân riêng ra thành từng cấu tử riêng biệt sẽ khó khăn, quá trình khi đó được gọi là phân đoạn.

1.3.2 Quá trình gián đoạn (không ổn định) và quá trình ổn định

Đặc trưng của quá trình gián đoạn là nồng độ tại một điểm bất kỳ trong thiết bị thay đổi theo thời gian, điều này làm thay đổi các thông số vận hành thiết bị.

Đặc trưng của quá trình ổn định là nồng độ tại một điểm bất kỳ trong thiết bị không đổi theo thời gian. Chế độ ổn định đạt được khi các thông số vận hành thiết bị không đổi.

1.3.3 Quá trình tiếp xúc theo bậc (hay đoạn) - quá trình tiếp xúc liên tục

Nếu hai pha tiếp xúc với nhau để thực hiện quá trình truyền khối rồi sau đó được tách riêng ra hoàn toàn thì ta nói quá trình đã tạo nên một bậc (hay đoạn) thay đổi nồng độ. Nếu quá trình được thực hiện nhiều lần như vậy thì gọi là quá trình nhiều bậc.

Nếu hai pha được cho tiếp xúc và thực hiện quá trình truyền khối liên tục trong thiết bị từ lúc vào cho đến lúc ra khỏi thiết bị ta gọi là quá trình tiếp xúc pha liên tục.

1.4 NGUYÊN TẮC THIẾT KẾ

Có 4 nguyên tắc chính để thiết kế thiết bị truyền khối.

1 Số bậc lý thuyết

Để xác định số bậc lý thuyết hay chiều cao tương đương cho quá trình tiếp xúc pha liên tục cho một quá trình phân riêng xác định trước ta cần có đặc trưng cân bằng pha của hệ và các phép tính cân bằng vật chất.

2- Thời gian tiếp xúc pha

Thời gian tiếp xúc pha liên hệ đến hiệu suất bậc hay chiều cao của thiết bị tiếp xúc pha liên tục. Thời gian tiếp xúc pha độc lập với năng suất của thiết bị.

3- Năng suất

Năng suất quyết định tiết diện của thiết bị và tốc độ quá trình thông qua việc sử dụng các kiến thức về cơ học lưu chất và các phép tính cân bằng vật chất.

4- Nhu cầu về năng lượng

Nhiệt năng cần cho quá trình có sự biến đổi nhiệt độ hay tạo nên một pha mới (bốc hơi từ pha lỏng chẳng hạn), hiệu ứng nhiệt dung dịch. Cơ năng cần cho việc vận chuyển lưu chất và chất rắn, phân tán pha lỏng và pha khí, các bộ phận chuyển động của thiết bị.

1.5 BIỂU DIỄN THÀNH PHẦN PHA

	Pha lỏng	Pha hơi	5. Các liên hệ	
			Pha lỏng	Pha hơi
1. Phần khối lượng	$\bar{x}_i = \frac{\bar{L}_i}{\bar{L}}$	$\bar{y}_i = \frac{\bar{G}_i}{\bar{G}}$	$x_i = \frac{\bar{x}_i / M_i}{\sum_{i=1}^n \frac{\bar{x}_i}{M_i}}$	$y_i = \frac{\bar{y}_i / M_i}{\sum_{i=1}^n \frac{\bar{y}_i}{M_i}}$
2. Phần mol	$x_i = \frac{L_i}{L}$	$y_i = \frac{G_i}{G}$	$\bar{x}_i = \frac{x_i M_i}{\sum_{i=1}^n x_i M_i}$	$\bar{y}_i = \frac{y_i M_i}{\sum_{i=1}^n y_i M_i}$
3. Tỷ số khối lượng	$\bar{X}_i = \frac{\bar{L}_i}{\bar{L} - \bar{L}_i}$	$\bar{Y}_i = \frac{\bar{G}_i}{\bar{G} - \bar{G}_i}$	$\bar{X}_i = \frac{\bar{x}_i}{1 - \bar{x}_i}$	$\bar{Y}_i = \frac{\bar{y}_i}{1 - \bar{y}_i}$
4. Tỷ số mol	$X_i = \frac{L_i}{L - L_i}$	$Y_i = \frac{G_i}{G - G_i}$	$\bar{x}_i = \frac{\bar{X}_i}{1 + \bar{X}_i}$	$\bar{y}_i = \frac{\bar{Y}_i}{1 + \bar{Y}_i}$
trong đó: L, G - suất lượng mol pha lỏng, pha hơi, mol/h \bar{L}, \bar{G} - suất lượng khối lượng pha lỏng, pha hơi, kg/h i - cấu tử bất kỳ của hỗn hợp			$X_i = \frac{x_i}{1 - x_i}$	$Y_i = \frac{y_i}{1 - y_i}$
			$x_i = \frac{X_i}{1 + X_i}$	$y_i = \frac{Y_i}{1 + Y_i}$

KHUẾCH TÁN PHÂN TỬ

Khuếch tán là sự chuyển động của một cấu tử xác định qua hỗn hợp dưới tác dụng của một kích thích vật lý. Nguyên nhân thông thường nhất của khuếch tán là gradient nồng độ của cấu tử khuếch tán. Gradient nồng độ có khuynh hướng di chuyển cấu tử theo chiều sao cho cân bằng được nồng độ và triệt tiêu gradient. Khi gradient được duy trì bằng một nguồn cung cấp không đổi cấu tử khuếch tán tại đầu giá trị cao của gradient để di chuyển cấu tử đến đầu giá trị thấp của nồng độ thì dòng chuyển động của cấu tử khuếch tán sẽ liên tục. Sự chuyển động như vậy được khai thác trong các quá trình truyền khối.

Mặc dù nguyên nhân thông thường của khuếch tán là gradient nồng độ, khuếch tán cũng có thể xảy ra do gradient áp suất, gradient nhiệt độ, hay do tác động của ngoại lực, ví dụ lực ly tâm. Cả ba trường hợp khuếch tán áp suất (không phải áp suất riêng phần), khuếch tán nhiệt, và khuếch tán do ngoại lực thường ít gặp trong công nghiệp hóa học. Ở đây ta chỉ xét đến khuếch tán do gradient nồng độ.

Khuếch tán không chỉ giới hạn vào khuếch tán phân tử qua các lớp đứng yên của chất rắn hay lưu chất, nó còn xảy ra trong các pha lưu chất do khuấy trộn vật lý hay do các vòng xoáy trong dòng chảy rối, tương tự như trường hợp đối lưu nhiệt. Trường hợp này gọi là khuếch tán đối lưu.

Khi hai pha chuyển động tiếp xúc với nhau do sự cản trở của pha này với pha kia, nghĩa là ma sát giữa chúng, mà trên bề mặt tiếp xúc pha tạo thành hai lớp phim (chương 4). Chế độ chuyển động trong lớp phim và trong dòng có đặc trưng khác nhau. Lớp phim luôn ở

trạng thái chảy tầng còn ở giữa dòng chảy thì có thể ở trạng thái chảy rối. Do đó đặc trưng truyền khối trong lớp phim và trong dòng cũng khác nhau.

Vận tốc khuếch tán trong lớp phim rất nhỏ so với vận tốc khuếch tán trong dòng, vì thế mặc dù lớp phim có bề dày rất nhỏ nó vẫn có một giá trị quyết định đối với quá trình khuếch tán. Vận tốc khuếch tán tổng quát, có nhiều áp dụng quan trọng trong việc tính toán thiết bị, phụ thuộc nhiều vào vận tốc khuếch tán trong lớp phim.

2.1 KHUẾCH TÁN PHÂN TỬ

Quá trình khuếch tán xảy ra khi vật chất truyền từ nơi có nồng độ cao đến nơi có nồng độ thấp. Vận tốc tại đó, dung chất chuyển động tại một vị trí và phương bất kỳ sẽ phụ thuộc vào gradient nồng độ tại vị trí và phương đó.

2.1.1 So sánh giữa khuếch tán và truyền nhiệt

Có sự tương tự giữa dòng nhiệt và khuếch tán. Trong mỗi trường hợp nguyên nhân gây nên dòng chuyển động đều là gradient. Trong truyền nhiệt đó là gradient nhiệt độ; trong khuếch tán động lực là gradient nồng độ. Khi dòng nhiệt chuyển động từ điểm này đến điểm khác nó không để lại khoảng trống phía sau cũng như không cần không gian phía trước, do đó vận tốc dòng nhiệt không có ý nghĩa. Khuếch tán là một dòng vật chất có vận tốc xác định. Cấu tử khuếch tán để lại không gian phía sau cũng như cần khoảng trống phía trước khi chuyển động.

Bản chất vật chất của khuếch tán và dòng vật chất tạo nên dẫn tới ba trường hợp sau:

1- Chỉ có một cấu tử A trong hỗn hợp truyền đến hay đi khỏi bề mặt tiếp xúc pha và dòng vật chất tổng cộng bằng dòng cấu tử A truyền đi. Ví dụ hấp thu một cấu tử từ pha khí vào pha lỏng.

2- Khuếch tán của cấu tử A trong hỗn hợp bằng và ngược chiều với dòng mol của cấu tử B như vậy không tạo nên dòng chuyển động mol tổng cộng. Đây là trường hợp quá trình chưng cất và cho thấy không có sự thay đổi thể tích pha khí. Tuy nhiên, khối lượng hay thể tích tổng cộng của pha lỏng thay đổi vì khối lượng riêng mol thay đổi.

3- Khuếch tán của A và B xảy ra ngược chiều nhưng với thông lượng mol không bằng nhau. Trường hợp này thường xảy ra trong khuếch tán cùng với phản ứng hóa học ở đó tác chất, sản phẩm khuếch tán đến và đi khỏi bề mặt xúc tác. Trường hợp này được trình bày trong kỹ thuật phản ứng dị thể (xem Quá trình và thiết bị công nghệ hóa học và thực phẩm - tập 4).

2.1.2 Vận tốc khuếch tán

Ta có thể định nghĩa hai thông lượng [$\text{mol}/(\text{thời gian}).(\text{diện tích})$], để mô tả chuyển động của một cấu tử: N , thông lượng so với một vị trí cố định trong không gian và J , thông lượng của một cấu tử so với vận tốc mol trung bình của tất cả các cấu tử. N quan trọng trong việc áp dụng vào thiết kế thiết bị, J đặc trưng cho bản chất của cấu tử.

Theo định luật Fick, thông lượng J_A của cấu tử A trong dung dịch với B là lượng vật chất đi qua một đơn vị diện tích bề mặt trong một đơn vị thời gian tỷ lệ với gradient nồng độ theo phương z .

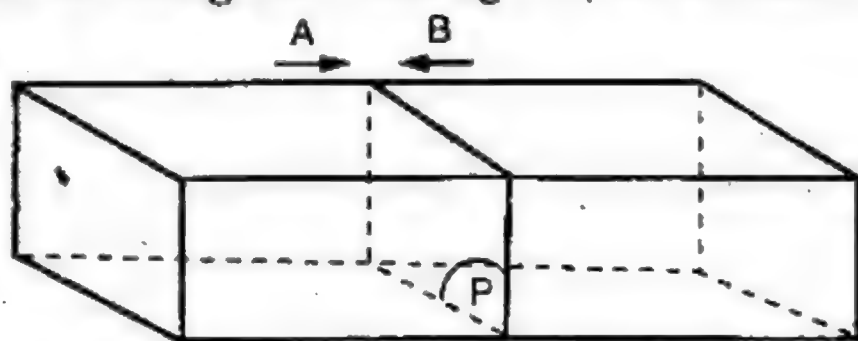
$$J_A = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial z} \quad (2.1)$$

Dấu (-) chỉ rằng quá trình khuếch tán xảy ra theo chiều giảm nồng độ. D_{AB} là hệ số khuếch tán của cấu tử A trong cấu tử B và có thứ nguyên là $[\text{chiều dài}]^2/[\text{thời gian}]$.

Hệ số khuếch tán là lượng vật chất đi qua một đơn vị diện tích bề mặt thẳng góc với phương khuếch tán trong một đơn vị thời gian khi nồng độ vật chất giảm một đơn vị trên một đơn vị chiều dài theo phương khuếch tán.

Hệ số khuếch tán của một chất nào đó là đặc trưng lý học của chất đó và môi trường xung quanh (nhiệt độ, áp suất, nồng độ, dung dịch lỏng, khí hay rắn và bản chất của các cấu tử khác), nó đặc trưng cho tính chất khuếch tán của chất đó trong môi trường. Hệ số khuếch tán của cấu tử A vào cấu tử B, hay ngược lại cấu tử B vào cấu tử A là như nhau.

Xét một phân tử lưu chất như hình 2.1 có tiết diện bằng một đơn vị diện tích. A và B khuếch tán qua lại một



Hình 2.1: Khuếch tán trong dung dịch hai cấu tử

mặt phẳng P do sự sai biệt nồng độ theo chiều như trên hình vẽ. Gọi u_A , u_B là vận tốc chuyển động (m/s) của A và B qua mặt phẳng P với $u_A = u_B$ để thể tích hai bên mặt phẳng P không đổi. Thông lượng mol của A qua mặt phẳng P là:

$$N_A = \frac{u_A \rho_A}{M_A} = u_A C_A$$

và của B là:
$$N_B = \frac{u_B \rho_B}{M_B} = u_B C_B$$

trong đó: C_A , C_B là nồng độ mol của cấu tử A , B .

Thông lượng mol tổng cộng của A và B chuyển động qua mặt phẳng P là $N_A + N_B$ và vận tốc chuyển động trung bình là:

$$u_M = \frac{u_A C_A + u_B C_B}{C} = \frac{N_A + N_B}{C} \quad (2.2)$$

với C là nồng độ mol tổng cộng.

Như vậy thông lượng mol của A đi qua mặt phẳng cố định P là lượng vật chất chuyển động theo vận tốc trung bình u_M và lượng vật chất do khuếch tán phân tử, hay:

$$N_A = u_M C_A + J_A \quad (2.3)$$

$$N_A = (N_A + N_B) \frac{C_A}{C} - D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial z} \quad (2.4)$$

Tương tự cho cấu tử B :

$$N_B = (N_A + N_B) \frac{C_B}{C} - D_{AB} \frac{\partial C_B}{\partial z} \quad (2.5)$$

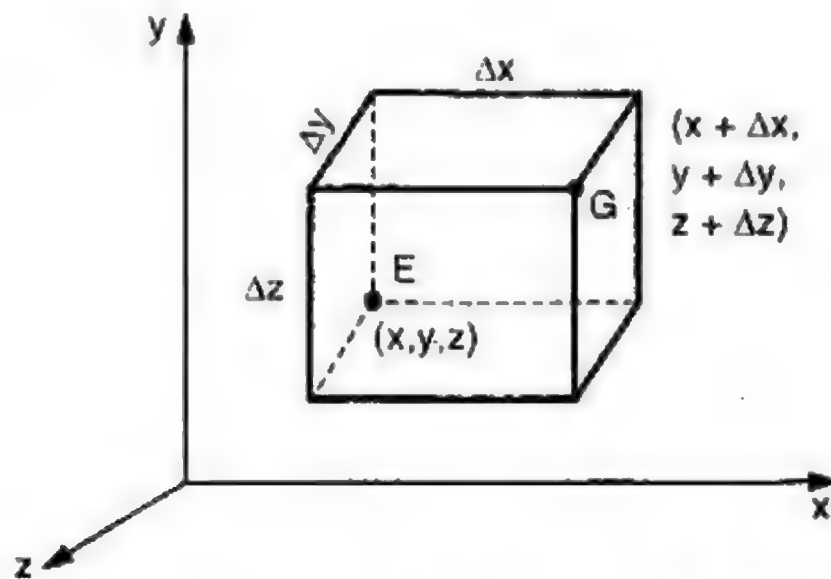
Cộng vế (2.4) và (2.5), ta được:

$$-D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial z} = D_{BA} \frac{\partial C_B}{\partial z} \quad (2.6)$$

Hay $J_A = -J_B$. Nếu $C_A + C_B = \text{const}$, ta được $D_{AB} = D_{BA}$ tại một nồng độ và nhiệt độ cho trước.

Tất cả các phương trình trên viết cho trường hợp khuếch tán theo một phương z , tổng quát, gradient nồng độ, vận tốc chuyển động, thông lượng khuếch tán tồn tại theo mọi phương, do đó các phương trình từ (2.1) đến (2.6) có thể viết theo ba trục tọa độ Descartes.

2.1.3 Phương trình liên tục



Hình 2.2: Phân tố thể tích lưu chất

Xét một phân tố thể tích như hình 2.2) trong đó lưu chất đang chuyển động qua. Phương trình cân bằng vật chất như sau: Suất lượng cấu tử A đi vào phân tố thể tích qua 3 mặt tại điểm E là

$$M_A [(N_{A_x})_x \Delta y \Delta z + (N_{A_y})_y \Delta x \Delta z + (N_{A_z})_z \Delta x \Delta y]$$

trong đó N_{A_x} là thông lượng khuếch tán theo phương x và $(N_{A_x})_x$ là giá trị tại vị trí x.

Tương tự, suất lượng của cấu tử A đi ra khỏi phân tố thể tích qua 3 mặt tại điểm G là:

$$M_A [(N_{A_x})_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z + (N_{A_y})_{y+\Delta y} \Delta x \Delta z + (N_{A_z})_{z+\Delta z} \Delta x \Delta y]$$

Khối lượng tổng cộng của cấu tử A có trong phân tố thể tích $\Delta x \Delta y \Delta z \rho_A$, vận tốc tích tụ A theo thời gian là $\Delta x \Delta y \Delta z \frac{\partial \rho_A}{\partial t}$. Ngoài ra, nếu A được tạo nên từ phản ứng hóa học với vận tốc phản ứng là r_A , mol/(thời gian).(thể tích), thì vận tốc tạo thành A trong phân tố thể tích là $M_A r_A \Delta x \Delta y \Delta z$, khối lượng/thời gian. Tổng quát, cân bằng vật chất cho:

$$\text{Suất lượng ra} - \text{Suất lượng vào} + \text{Vận tốc tích tụ} = \text{Vận tốc tạo thành}$$

Do đó:

$$M \{ [(N_{A_x})_{x+\Delta x} - (N_{A_x})_x] \Delta y \Delta z + [(N_{A_y})_{y+\Delta y} - (N_{A_y})_y] \Delta x \Delta z + [(N_{A_z})_{z+\Delta z} - (N_{A_z})_z] \Delta x \Delta y \} + \Delta x \Delta y \Delta z \frac{\partial \rho_A}{\partial t} = M_A r_A \Delta x \Delta y \Delta z \quad (2.7)$$

Chia tất cả cho $\Delta x \Delta y \Delta z$ và lấy giới hạn khi $\Delta x, \Delta y, \Delta z$ tiến đến 0:

$$M_A \left(\frac{\partial N_{Ax}}{\partial x} + \frac{\partial N_{Ay}}{\partial y} + \frac{\partial N_{Az}}{\partial z} \right) + \frac{\partial \rho_A}{\partial t} = M_A r_A \quad (2.8)$$

Tương tự cho cấu tử B:

$$M_B \left(\frac{\partial N_{Bx}}{\partial x} + \frac{\partial N_{By}}{\partial y} + \frac{\partial N_{Bz}}{\partial z} \right) + \frac{\partial \rho_B}{\partial t} = M_B r_B \quad (2.9)$$

Cân bằng vật chất tổng cộng bằng cách cộng (2.8) và (2.9) cho A và B:

$$\frac{\partial(M_A N_A + M_B N_B)_x}{\partial x} + \frac{\partial(M_A N_A + M_B N_B)_y}{\partial y} + \frac{\partial(M_A N_A + M_B N_B)_z}{\partial z} + \frac{\partial \rho}{\partial t} = 0 \quad (2.10)$$

với $\rho = \rho_A + \rho_B$ là khối lượng riêng của dung dịch, tổng khối lượng tạo thành (biến đổi) giữa A và B phải bằng không.

Phương trình (2.3) được viết theo khối lượng và theo phương x

$$M_A N_{Ax} = u_x \rho_A + M_A J_{Ax} \quad (2.11)$$

trong đó u_x là vận tốc trung bình.

u_x được định nghĩa theo khối lượng riêng như sau:

$$\rho u_x = u_{Ax} \rho_A + u_{Bx} \rho_B = M_A N_{Ax} + M_B N_{Bx} \quad (2.12)$$

Do đó:
$$\frac{\partial(M_A N_A + M_B N_B)_x}{\partial x} = \rho \frac{\partial u_x}{\partial x} + u_x \frac{\partial \rho}{\partial x}$$

Phương trình (2.10) trở thành:

$$\rho \left(\frac{\partial u_x}{\partial x} + \frac{\partial u_y}{\partial y} + \frac{\partial u_z}{\partial z} \right) + u_x \frac{\partial \rho}{\partial x} + u_y \frac{\partial \rho}{\partial y} + u_z \frac{\partial \rho}{\partial z} + \frac{\partial \rho}{\partial t} = 0 \quad (2.13)$$

(2.13) là phương trình liên tục hay cân bằng vật chất tổng quát. Nếu khối lượng riêng của dung dịch không đổi, (2.13) trở thành:

$$\frac{\partial u_x}{\partial x} + \frac{\partial u_y}{\partial y} + \frac{\partial u_z}{\partial z} = 0 \quad (2.14)$$

Trở lại phương trình cho cấu tử A, từ (2.11):

$$M_A \frac{\partial N_A}{\partial x} = u_x \frac{\partial \rho_A}{\partial x} + \rho_A \frac{\partial u_x}{\partial x} + M_A \frac{\partial J_{Ax}}{\partial x} = u_x \frac{\partial \rho_A}{\partial x} + \rho_A \frac{\partial u_x}{\partial x} - M_A D_{AB} \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} \quad (2.15)$$

Phương trình (2.8) trở thành:

$$u_x \frac{\partial \rho_A}{\partial x} + u_y \frac{\partial \rho_A}{\partial y} + u_z \frac{\partial \rho_A}{\partial z} + \rho_A \left(\frac{\partial u_x}{\partial x} + \frac{\partial u_y}{\partial y} + \frac{\partial u_z}{\partial z} \right) - M_A D_{AB} \left(\frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) \quad (2.16)$$

(2.16) là phương trình liên tục cho cấu tử A. Với dung dịch có khối lượng riêng không đổi, thay (2.14) vào và chia tất cả cho M_A , ta được:

$$u_x \frac{\partial C_A}{\partial x} + u_y \frac{\partial C_A}{\partial y} + u_z \frac{\partial C_A}{\partial z} + \frac{\partial C_A}{\partial t} = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) \quad (2.17)$$

Trường hợp đặc biệt, vận tốc bằng không và không có phản ứng hóa học, phương trình thu gọn còn

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) \quad (2.18)$$

Đây là định luật Fick thứ hai thường được áp dụng cho trường hợp khuếch tán trong chất rắn và một số trường hợp giới hạn cho lưu chất.

2.2 KHUẾCH TÁN PHÂN TỬ THEO MỘT CHIỀU TRONG LƯU CHẤT ĐỨNG YÊN HOẶC CHẢY DÒNG Ở TRẠNG THÁI ỔN ĐỊNH

Áp dụng phương trình (2.4) trong trường hợp khuếch tán chỉ theo một phương z , N_A và N_B là hằng số (trạng thái ổn định), và nếu D_{AB} là hằng số ta có thể lấy tích phân:

$$\int_{C_{A1}}^{C_{A2}} \frac{-dC_A}{N_A C - C_A (N_A + N_B)} = \frac{1}{CD_{AB}} \int_{z_1}^{z_2} dz \quad (2.19)$$

với: z_1 - vị trí có nồng độ cao; z_2 - vị trí có nồng độ thấp. Đặt $z_2 - z_1 = z$

$$\text{Ta có: } \frac{1}{N_A + N_B} \ln \frac{N_A C - C_{A2} (N_A + N_B)}{N_A C - C_{A1} (N_A + N_B)} = \frac{z}{CD_{AB}} \quad (2.20)$$

$$\text{hay } N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \cdot \frac{D_{AB} C}{z} \ln \frac{\frac{N_A}{N_A + N_B} - \frac{C_{A2}}{C}}{\frac{N_A}{N_A + N_B} - \frac{C_{A1}}{C}} \quad (2.21)$$

2.2.1 Khuếch tán phân tử trong pha khí

Áp dụng định luật khí lý tưởng

$$\frac{C_A}{C} = \frac{P_A}{P_t} = y_A \quad (2.22)$$

$$C = \frac{N}{V} = \frac{P_t}{RT} \quad (2.23)$$

trong đó: p_A - áp suất riêng phần của cấu tử A

P_t - áp suất tổng cộng; y_A - nồng độ phần mol

Phương trình (2.21) trở thành

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \cdot \frac{D_{AB} P_t}{RTz} \ln \frac{[N_A / (N_A + N_B)] P_t - p_{A_2}}{[N_A / (N_A + N_B)] P_t - p_{A_1}} \quad (2.24)$$

$$\text{hay } N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \cdot \frac{D_{AB} \cdot P_t}{RTz} \ln \frac{[N_A / (N_A + N_B)] - y_{A_2}}{[N_A / (N_A + N_B)] - y_{A_1}} \quad (2.25)$$

Để có thể sử dụng các phương trình trên, ta cần biết mối quan hệ giữa N_A và N_B . Ví dụ, với metan bị phân hủy trên bề mặt chất xúc tác $\text{CH}_4 \rightarrow \text{C} + 2\text{H}_2$ ở điều kiện là $\text{CH}_4(\text{A})$ khuếch tán đến bề mặt chất xúc tác và $\text{H}_2(\text{B})$ khuếch tán ngược lại thì theo phương trình lượng hóa học ta có $N_B = -2N_A$, do đó:

$$\frac{N_A}{N_A + N_B} = \frac{N_A}{N_A - 2N_A} = -1$$

Trong trường hợp không có phản ứng hóa học, tỉ số trên có thể được xác định bằng việc xem xét enthalpy. Trong các quá trình truyền khối, là các quá trình phân riêng thuần túy, nên có thể xảy ra theo một trong hai trường hợp sau:

1- A khuếch tán ổn định qua B không khuếch tán

Trường hợp này xảy ra khi hấp thụ amoniac (A) trong hỗn hợp với không khí (B) vào trong nước. Vì chỉ có amoniac hòa tan vào nước nên trong pha khí xem như chỉ có amoniac khuếch tán qua không khí không khuếch tán (không khí hòa tan vào nước không đáng kể và nước xem như không bốc hơi).

$$\text{Như vậy: } N_B = 0; N_A = \text{const}; \quad \frac{N_A}{N_A + N_B} = 1$$

Phương trình (2.24) trở thành:

$$N_A = \frac{D_{AB} \cdot P_t}{RTz} \ln \frac{P_t - p_{A_2}}{P_t - p_{A_1}} \quad (2.26)$$

$$\text{vì: } P_t - p_{A_2} = p_{B_2}; \quad P_t - p_{A_1} = p_{B_1}$$

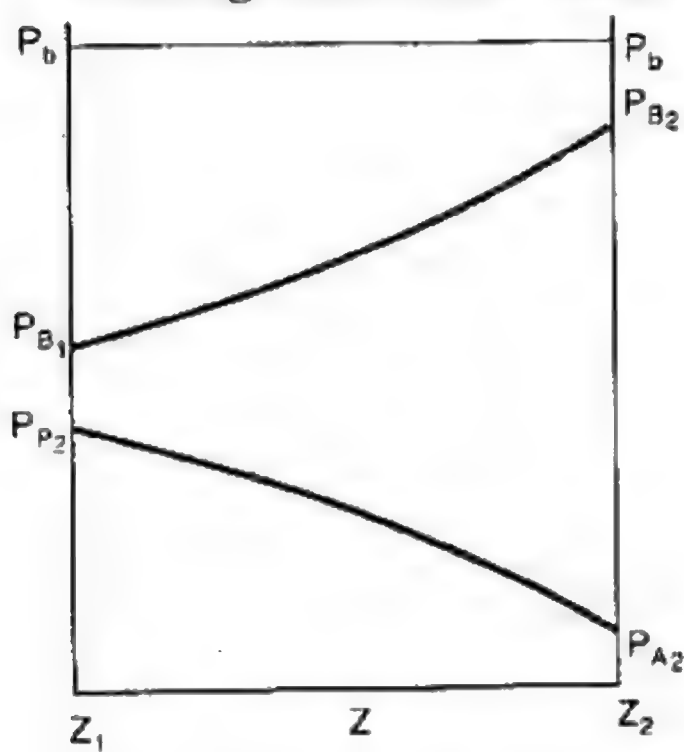
$$\text{và: } p_{B_2} - p_{B_1} = p_{A_1} - p_{A_2}$$

nên:
$$N_A = \frac{D_{AB}P_t}{RTz} \cdot \frac{p_{A_1} - p_{A_2}}{p_{B_2} - p_{B_1}} \ln \frac{p_{B_2}}{p_{B_1}} \quad (2.27)$$

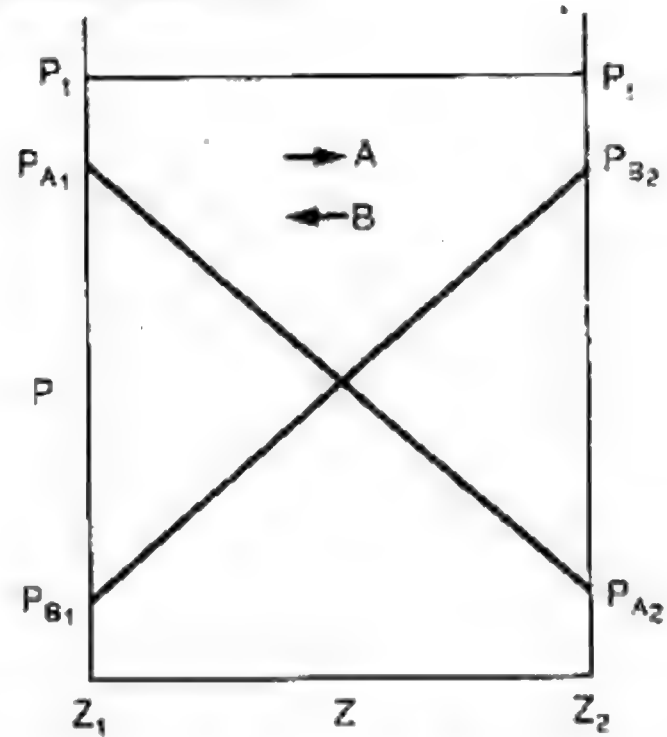
đặt:
$$p_{BM} = \frac{p_{B_2} - p_{B_1}}{\ln \frac{p_{B_2}}{p_{B_1}}} \quad (2.28)$$

nên:
$$N_A = \frac{D_{AB}P_t}{RTz p_{BM}} (p_{A_1} - p_{A_2}) \quad (2.29)$$

Phương trình (2.29) được biểu diễn trên hình 2.3.



Hình 2.3: A khuếch tán qua B không khuếch tán



Hình 2.4: Khuếch tán đẳng mol nghịch chiều

2. Khuếch tán ổn định đẳng mol nghịch chiều

Đây là trường hợp xảy ra trong quá trình chưng cất $N_A = -N_B = \text{const.}$ Phương trình (2.24) trở nên không xác định, ta trở lại phương trình (2.4) áp dụng cho chất khí

$$N_A = (N_A + N_B) \frac{p_A}{P_t} - \frac{D_{AB}}{RT} \frac{dp_A}{dz} \quad (2.30)$$

Vì $N_A = -N_B$ nên:
$$N_A = -\frac{D_{AB}}{RT} \frac{dp_A}{dz} \quad (2.31)$$

$$\int_{z_1}^{z_2} dz = -\frac{D_{AB}}{RTN_A} \int_{p_{A_1}}^{p_{A_2}} dp_A \quad (2.32)$$

$$N_A = \frac{D_{AB}}{RTz} (p_{A_1} - p_{A_2}) \quad (2.33)$$

Phương trình (2.33) được biểu diễn trên hình 2.4.

Khuếch tán ổn định trong hỗn hợp nhiều cấu tử

Trong trường hợp này ta sử dụng hệ số khuếch tán hiệu dụng cho phương trình (2.24), trong đó hệ số khuếch tán hiệu dụng của một cấu tử là tổng hợp các hệ số khuếch tán của cấu tử đó với từng cấu tử trong hỗn hợp. Như vậy trong (2.24), $N_A + N_B$ được thay bằng $\sum_{i=A}^n N_i$ trong đó N_i là dương nếu cấu tử i khuếch tán cùng chiều với A và âm nếu cấu tử i khuếch tán nghịch chiều với cấu tử A, và D_{AB} được thay bằng hệ số khuếch tán hiệu dụng D_{Am} :

$$\frac{1}{D_{Am}} = \frac{\sum_{i=A}^n \frac{1}{D_{Ai}} (y_i N_A - y_A N_i)}{N_A - y_A \sum_{i=A}^n N_i} \quad (2.34)$$

D_{Ai} là hệ số khuếch tán của A trong cấu tử i . (2.34) cho thấy D_{Am} có thể thay đổi đáng kể theo chiều khuếch tán, tuy nhiên trong thực tế khi tính toán ta có thể giả sử sự biến đổi này là tuyến tính theo khoảng cách. Một trường hợp thường xảy ra là các cấu tử đều không khuếch tán ngoại trừ A. Phương trình (2.34) khi đó trở thành:

$$D_{Am} = \frac{1 - y_A}{\sum_{i=B}^n \frac{y_i}{D_{Ai}}} = \frac{1}{\sum_{i=B}^n \frac{y_i'}{D_{Ai}}} \quad (2.35)$$

với y_i' là phần mol của cấu tử i trên căn bản không A.

Ví dụ 2.1: Oxygen (A) khuếch tán qua monoxid carbon (B) không khuếch tán ở trạng thái ổn định. Áp suất tổng cộng là 1 atm, nhiệt độ 0°C. Áp suất riêng phần của oxygen tại hai mặt phẳng cách nhau 0,2 cm lần lượt là 100 và 50 mmHg. Hệ số khuếch tán của hỗn hợp là 0,185 cm²/s. Tính thông lượng khuếch tán của oxygen theo mol/s.cm².

Giải: Áp dụng (2.29) với $D_{AB} = 0,185 \text{ cm}^2/\text{s}$; $P_t = 1 \text{ atm}$; $z = 0,2 \text{ cm}$

$$R = 82,06 \text{ cm}^3 \text{ atm/mol.K}; \quad T = 273 \text{ K}$$

$$p_{A_1} = 100/760 = 0,1317 \text{ atm}; \quad p_{A_2} = 50/760 = 0,0658 \text{ atm}$$

$$p_{B_1} = 1 - 0,1317 = 0,8683 \text{ atm}; \quad p_{B_2} = 1 - 0,0658 = 0,9342 \text{ atm}$$

$$p_{BM} = \frac{p_{B_1} - p_{B_2}}{\ln \frac{p_{B_1}}{p_{B_2}}} = \frac{0,8683 - 0,9342}{\ln \frac{0,8683}{0,9342}} = 0,901 \text{ atm}$$

$$N_A = \frac{D_{AB}P_t}{RTz \cdot p_{BM}} (p_{A_1} - p_{A_2}) = \frac{0,185 \times 1,0 \times (0,1317 - 0,0658)}{82,06 \times 273 \times 0,2 \times 0,901}$$

$$= 3,01 \times 10^{-6} \text{ mol/s.cm}^2$$

Ví dụ 2.2: Tính lại thông lượng khuếch tán của oxygen (A) trong ví dụ 2.1, giả sử rằng khí không khuếch tán là hỗn hợp metan (B) và hydrogen (C) theo tỉ lệ thể tích là 2:1. Hệ số khuếch tán là:

$$D_{O_2-H_2} = 0,690 \text{ cm}^2/\text{s}; \quad D_{O_2-CH_4} = 0,184 \text{ cm}^2/\text{s}.$$

Giải: Áp dụng (2.29) với $P_t = 1 \text{ atm}$; $T = 273 \text{ K}$; $p_{A_1} = 0,1317 \text{ atm}$; $p_{A_2} = 0,0658 \text{ atm}$; $p_{iM} = 0,901 \text{ atm}$; $z = 0,2 \text{ cm}$; $R = 82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/mol.K}$ như ở ví dụ 2.1. Theo (2.35) $y_B = 0,667$; $y_C = 1 - 0,667 = 0,333$, như vậy:

$$D_{Am} = \frac{1}{\frac{y_B}{D_{AB}} + \frac{y_C}{D_{AC}}} = \frac{1}{\frac{0,067}{0,184} + \frac{0,333}{0,690}}$$

Phương trình (2.29) cho

$$N_A = \frac{0,244 \times 1,0 \times (0,1317 - 0,0658)}{82,06 \times (273) \times (0,2) \times (0,901)} = 3,79 \times 10^{-6} \text{ mol/s.cm}^2$$

Hệ số khuếch tán của chất khí

Hệ số khuếch tán là một tính chất của hệ phụ thuộc vào nhiệt độ, áp suất, và bản chất của các cấu tử. Đơn vị thường dùng cho hệ số khuếch tán là cm^2/s . Bảng 2.1 trình bày một số số liệu của hệ số khuếch tán.

Trong trường hợp không có số liệu thực nghiệm, hệ số khuếch tán giữa hai khí A và B ở nhiệt độ T , áp suất P được xác định theo công thức sau đây suy ra từ thuyết động học chất khí

$$D_{AB} = \frac{4,3 \times 10^{-3} T^{3/2}}{P(V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}, \quad \text{cm}^2/\text{s} \quad (2.36)$$

trong đó: T - nhiệt độ tuyệt đối, $^{\circ}\text{K}$; P - áp suất tuyệt đối, atm

M_A, M_B - khối lượng mol của khí A và khí B, g/mol

V_A, V_B - thể tích mol của khí A, khí B được xác định là tổng thể tích nguyên tử của các nguyên tố tạo thành phân tử khí. Trường hợp trong phân tử có vòng benzen, naptalen, anthracen thì thể tích tính được phải trừ đi hằng số cấu trúc.

Bảng 2.1: Hệ số khuếch tán và số Sc cho các chất khí trong không khí ở 0°C và 1atm

Khí	Hệ số khuếch tán D_{AB} , cm^2/s	Sc*
Acid acetic	0,106	1,24
Aceton	0,082	1,60
Amoniac	0,215	0,61
Carbon dioxiđ	0,137	0,96
Carbon tetracloxiđ	0,062	2,13
Clor	0,092	1,42
Etan	0,108	1,22
Etyl Ether	0,078	1,70
Hidrogen	0,608	0,22
Metan	0,157	0,84
Metanol	0,132	1,00
Naphtalen	0,051	2,57
Nitrogen	0,133	0,98
M-Octan	0,050	2,62
Phosgen	0,080	1,65
Propan	0,087	1,51
Sulfur dioxiđ	0,103	1,28
Hơi nước	0,219	0,60

* Số Sc được tính với giá trị μ/p của không khí tinh khiết là $0,131 \text{ cm}^2/s$.

Bảng 2.2: Thể tích mol và thể tích nguyên tử của một số chất

Thể tích nguyên tử, $cm^3/\text{nguyên tử}$		Thể tích mol, cm^3/mol	
Brom	27,0	Không khí	29,9
Carbon	14,8	Br ₂	53,2
Clor	24,6	Cl ₂	48,4
Hydrogen	3,7	CO	30,7
Iod	37,0	CO ₂	34,0
N trong amin nhất cấp	10,5	COS	51,5
N trong amin nhị cấp	12,0	H ₂	14,3
N có hai nối bão hòa	15,6	H ₂ O	18,9
O trong acid	12,0	H ₂ S	32,9
O trong aldehyd và ceton	7,4	I ₂	71,5
O trong hợp chất với S, P, N	8,3	N ₂	31,2
O trong ester	9,1	NH ₃	25,8
O trong ether	9,9	NO	23,6
O trong ester và ether bậc cao	11,6	N ₂ O	36,4
O có hai nối bão hòa	7,4	O ₂	25,6
S	25,6	SO ₂	44,8
Hằng số cấu trúc: vòng benzen: 15; vòng naphalen: 30; vòng anthracen: 47,5			

Ví dụ, tính thể tích mol của benzen C_6H_6 . Từ bảng 2.2 thể tích nguyên tử của C là 14,8, của H là 3,7, hằng số cấu trúc của vòng benzen là 15. Vậy thể tích mol của vòng benzen là

$$V_{C_6H_6} = 6 \times 14,8 + 6 \cdot 3,7 - 15 = 96 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

Ví dụ 2.3: Ước tính hệ số khuếch tán của hơi etanol (A); C_2H_5OH ; qua không khí (B) ở 1 atm, $0^\circ C$

Giải: Áp dụng (2.36) với $T = 273^\circ K$; $P_i = 1 \text{ atm}$; $M_A = 46,07$; $M_B = 29$;
 $V_A = 2(14,8) + 6(3,7) + 7,4 = 59,2 \text{ cm}^3/\text{mol}$; $V_B = 29,9 \text{ cm}^3/\text{mol}$

$$D_{AB} = \frac{4,3 \times 10^{-3} \times 273^{3/2}}{1(15,2^{1/3} + 29,9^{1/3})^2} \left(\frac{1}{46,07} + \frac{1}{29} \right)^{1/2}$$

Phương trình (2.36) cho thấy D_{AB} tỉ lệ thuận với $T^{3/2}$ và tỉ lệ nghịch với áp suất, điều này đúng cho áp suất đến 15 atm.

Hệ số tự khuếch tán có thể được xác định bằng các kỹ thuật đặc biệt, chẳng hạn dùng vết phóng xạ. Nó có thể được ước tính theo (2.36) bằng cách đặt $A = B$.

2.2.2 Khuếch tán phân tử trong chất lỏng

Tích phân (2.4) để được (2.21) với giả sử D_{AB} và C là hằng số. Điều này phù hợp với trường hợp hỗn hợp khí hai cấu tử nhưng không phù hợp với chất lỏng vì D_{AB} và C thay đổi đáng kể theo nồng độ. Do đó để sử dụng (2.21), ta có thể dùng giá trị trung bình của C và D_{AB} . Phương trình (2.21) được viết lại

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \cdot \frac{D_{AB}}{z} \left(\frac{\rho}{M} \right)_{tb} \ln \frac{N_A / (N_A + N_B) - x_{A2}}{N_A / (N_A + N_B) - x_{A1}} \quad (2.37)$$

với ρ , M lần lượt là khối lượng riêng và khối lượng mol của dung dịch. Như trong trường hợp pha khí, hai trường hợp khuếch tán trong pha lỏng như sau.

1- A khuếch tán ổn định qua B không khuếch tán

$$N_A = \text{const}; N_B = 0$$

$$N_A = \frac{D_{AB}}{zx_{BM}} \left(\frac{\rho}{M} \right)_{tb} (x_{A1} - x_{A2}) \quad (2.38)$$

$$\text{với} \quad x_{BM} = \frac{x_{B2} - x_{B1}}{\ln(x_{B2}/x_{B1})} \quad (2.39)$$

2- Khuếch tán ổn định đẳng mol nghịch chiều

$$N_A = -N_B = \text{const}$$

$$N_A = \frac{D_{AB}}{z}(C_{A_1} - C_{A_2}) = \frac{D_{AB}}{z} \left(\frac{\rho}{M} \right)_{tb} (x_{A_1} - x_{A_2}) \quad (2.40)$$

Ví dụ 2.4: Tính thông lượng khuếch tán của acid acetic (A) qua lớp phim dung dịch với nước (B) không khuếch tán có bề dày 0,1cm ở 17°C khi nồng độ ở hai mặt đối diện của lớp phim lần lượt là 9% và 3% khối lượng acid. Hệ số khuếch tán của acid acetic trong nước là $0,95 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$

Giải: Áp dụng (2.38) với $z = 0,1\text{cm}$; $M_A = 60,03$; $M_B = 18,02$. Ở 17°C, khối lượng riêng của dung dịch acid có nồng độ 9% khối lượng là $1,0121\text{g/cm}^3$. Do đó:

$$x_{A_1} = \frac{0,09/60,03}{\frac{0,09}{60,03} + \frac{0,91}{18,02}} = 0,0288 \text{ phần mol acid acetic}$$

$$x_{B_1} = 1 - 0,0288 = 0,9712 \text{ phần mol nước}$$

$$M = \frac{1}{\frac{0,09}{60,03} + \frac{0,91}{18,02}} = 19,21 \text{ g/mol}$$

$$\frac{\rho}{M} = \frac{1,0121}{19,21} = 0,0527 \text{ mol/cm}^3$$

Tương tự, khối lượng riêng của dung dịch acid 3% là $1,0032 \text{ g/cm}^3$; $x_{A_2} = 0,0092$; $x_{B_2} = 0,9908$; $M = 18,4$ và $\rho/M = 0,0545$

$$\left(\frac{\rho}{M} \right)_{tb} = \frac{0,0527 + 0,0545}{2} = 0,0536 \text{ mol/cm}^3$$

$$x_{BM} = \frac{0,9908 - 0,9712}{\ln(0,9908/0,9712)} = 0,980$$

thay các giá trị đã biết vào (2.38)

$$N_A = \frac{0,95 \times 10^{-5}}{0,1 \times 0,980} \times 0,0536 (0,0288 - 0,0092) = 1,018 \times 10^{-7} \text{ mol/s.cm}^2$$

Hệ số khuếch tán của chất lỏng

Hệ số khuếch tán của chất lỏng thay đổi đáng kể theo nồng độ. Bảng 2.3 cho ta một số giá trị hệ số khuếch tán tiêu biểu trong chất lỏng.

Khi không có giá trị thực nghiệm, hệ số khuếch tán trong chất lỏng có thể được ước tính theo phương trình sau:

$$D_{AB} = \frac{7,4 \times 10^{-8} (\Phi M_B)^{0,5} T}{\mu' V_A^{0,6}}, \text{ cm}^2/\text{s} \quad (2.41)$$

với: M_B - khối lượng mol của dung môi; T - nhiệt độ, K

μ' - độ nhớt của dung dịch, cP

V_A - thể tích mol của dung chất tính theo bảng 2.2 = 75,6 cho nước là dung chất

Φ : hệ số kết hợp cho dung môi			
nước	metanol	etanol	các dung môi không kết hợp như benzen và ethyl ether
2,6	1,9	1,5	1

Với các dung môi có độ nhớt cao, 100 cP trở lên, (2.41) không chính xác.

Giá trị của hệ số khuếch tán trong dung dịch đậm đặc khác với trong dung dịch loãng do sự biến đổi của độ nhớt theo nồng độ do ở mức độ lý tưởng của dung dịch.

Bảng 2.3: Hệ số khuếch tán trong chất lỏng

Dung chất	Dung môi	Nhiệt độ, °C	Nồng độ, mol/l	Hệ số khuếch tán $\text{cm}^2/\text{s} \cdot 10^5$
Cl_2	Nước	16	0,12	1,26
HCl	Nước	0	9	2,7
			2	1,8
			9	3,3
			2,5	2,5
			0,5	2,44
NH_3	Nước	5	3,5	1,24
		15	1,0	1,77
CO_2	Nước	10	0	1,46
		20	0	1,77
NaCl	Nước	18	0,05	1,26
			0,2	1,21
			1,0	1,24
			3,0	1,36
			5,4	1,54
Metanol	Nước	15	0	1,28
Acid acetic	Nước	12,5	1,0	0,82
			0,01	0,91
			1,0	0,86
Etanol	Nước	10	3,75	0,50
			0,05	0,83
			2,0	0,90
N-Butanol	Nước	15	0	0,77
CO_2	Etanol	17	0	3,2
Cloroform	Etanol	20	2,0	1,25

2.2.3 Khuếch tán phân tử trong dung dịch và gel sinh học

Khuếch tán của các dung chất sinh học trong chất lỏng

1- Khái niệm

Quá trình khuếch tán của dung chất và đặc biệt các phân tử rất lớn (ví dụ như protein) trong dung dịch với nước là quan trọng trong quá trình chế biến và bảo quản các sản phẩm sinh học, và trong các chu trình sống của vi sinh vật, động vật và thực vật. Khuếch tán phân tử cũng đóng vai trò quan trọng trong chế biến thực phẩm, ví dụ như quá trình sấy các dịch nước trái cây, cà phê, trà, nước và các chất thơm được tách ra. Các cấu tử chất thơm này khuếch tán qua nước trong quá trình bốc hơi.

Trong quá trình lên men, các chất dinh dưỡng, đường, oxygen... khuếch tán đến các vi sinh vật. Trong máy thận nhân tạo các chất thải khác nhau khuếch tán qua máy đến màng lọc và sau đó khuếch tán qua màng lọc vào dung dịch.

Các phân tử rất lớn trong dung dịch có khối lượng phân tử khoảng 10.000 hoặc hơn được gọi là các chất keo và cũng tạo nên một dung dịch thực sự. Đặc trưng khuếch tán của các phân tử rất lớn này trong dung dịch chịu ảnh hưởng bởi các kích thước lớn và hình dạng của các phân tử, hình xoắn ngẫu nhiên, hình que hay hình cầu. Ngoài ra sự tương tác giữa các phân tử rất lớn này với các phân tử nhỏ của dung môi và dung chất khác cũng ảnh hưởng lên quá trình khuếch tán của các phân tử rất lớn và các phân tử dung chất nhỏ.

Ở đây chỉ xét đến quá trình khuếch tán tuân theo định luật Fick, không xét đến quá trình truyền vận trung gian thường xảy ra trong các hệ sinh học trong đó có xảy ra tương tác hóa học.

2- Tương tác và tạo nối trong khuếch tán

Trên các phân tử rất lớn có các bề mặt tương tác và tạo nối với các phân tử dung chất nhỏ như urea, KCl, và sodium caprylat. Ví dụ như tạo nối giữa oxygen và hemoglobin trong máu. Albumin trong huyết thanh của người tạo nối với hầu hết các acid béo tự do trong máu và làm tăng độ hòa tan biểu kiến của chúng. Albumin trong huyết thanh của trâu bò, chất này có trong sữa, tạo nối với 23 mol sodium caprylat/mol albumin khi nồng độ albumin là $3\text{g}/100\text{cm}^3$ dung dịch và nồng độ sodium caprylat là 0,05M. Do đó quá trình khuếch

tán theo định luật Fick của các phân tử sinh học và các phân tử dung chất nhỏ chịu ảnh hưởng rất lớn bởi sự hiện diện của hai loại phân tử này dù là với nồng độ loãng.

3- Phương pháp thực nghiệm để xác định hệ số khuếch tán

Các phương pháp xác định hệ số khuếch tán của các dung dịch chất sinh học tương tự như đã trình bày trong phần 2.1 với một số hiệu chỉnh. Vách thiết bị thí nghiệm được làm bằng Teflon thay vì thủy tinh vì các phân tử protein có thể tạo nối với thủy tinh. Ngoài ra màng xốp qua đó thực hiện quá trình khuếch tán phân tử được làm bằng cellulose acetat hay các loại polymer khác.

4- Số liệu thực nghiệm cho các dung chất sinh học

Bảng 2.4 trình bày hệ số khuếch tán của một số protein và một số dung chất có phân tử nhỏ thường gặp trong các hệ sinh học. Số liệu còn cho thấy các phân tử protein có tốc độ khuếch tán của các phân tử dung chất nhỏ khi có cùng sai biệt nồng độ.

Bảng 2.4: Hệ số khuếch tán cho các dung chất sinh học trong dung dịch loãng với nước

Dung chất	Nhiệt độ, °K	Phân tử lượng	Hệ số khuếch tán, cm^2/s
Urea	293	60,1	$1,200 \times 10^{-7}$
	298		$1,378 \times 10^{-7}$
Glycerol	293	92,1	$0,825 \times 10^{-7}$
Glycin	298	75,1	$1,055 \times 10^{-7}$
Sodium caprylat	298	166,2	$8,780 \times 10^{-8}$
Albumin (trâu bò)	298	67.500	$6,810 \times 10^{-9}$
Urease	293	482.700	$3,460 \times 10^{-9}$
	298		$4,010 \times 10^{-9}$
Protein đậu nành	293	361.800	$2,910 \times 10^{-9}$
Lipoxidase	293	97.440	$5,590 \times 10^{-9}$
Fibrinogen (người)	293	339.770	$1,980 \times 10^{-9}$
Albumin (người)	293	72.300	$5,930 \times 10^{-9}$
γ Globulin (người)	293	153.100	$4,000 \times 10^{-9}$
Creatinin	310	113,1	$1,080 \times 10^{-7}$
Glucose	293	342,3	$0,460 \times 10^{-7}$
	310		$0,697 \times 10^{-7}$

Khi nồng độ protein tăng hệ số khuếch tán giảm theo suy đoán từ hệ số khuếch tán của các phân tử dung chất nhỏ. Tuy nhiên, các kết quả thực nghiệm lại cho thấy hệ số khuếch tán của protein giảm trong một số trường hợp và tăng trong một số trường hợp khác khi nồng độ protein tăng. Hệ số khuếch tán của các dung chất nhỏ giảm khi nồng độ protein trong dung dịch tăng.

5- Phương trình tính hệ số khuếch tán cho dung chất sinh học

Hệ số khuếch tán trong dung dịch với nước của các dung chất sinh học có phân tử lượng lớn hơn 1000 có thể được ước tính gần đúng theo phương trình Polson đã hiệu chỉnh như sau:

$$D_{AB} = \frac{9,40 \times 10^{-10} T}{\mu(M_A)^{1/3}}, \quad \text{cm}^2/\text{s} \quad (2.42)$$

với: μ - độ nhớt của nước, cP; M_A - phân tử lượng; T - nhiệt độ, °K.

Ví dụ 2.5: Ước tính hệ số khuếch tán của albumin trâu bò ở 298°K trong nước ở nồng độ loãng và so sánh với giá trị thực nghiệm cho trong bảng 2.4.

Giải: Khối lượng phân tử của albumin trâu bò (A) cho trong bảng 2.4 là $M_A = 67500 \text{ kg/kmol}$. Độ nhớt của nước ở 25°C là 0,8937 cP và $T = 298^\circ\text{K}$. Thay vào phương trình (2.42)

$$D_{AB} = \frac{9,40 \times 10^{-12} T}{\mu(M_A)^{1/3}} = \frac{(9,40 \times 10^{-12})(298)}{(0,8937)(67500)^{1/3}} = 7,70 \times 10^{-11} \text{ m}^2/\text{s}$$

Giá trị tính được lớn hơn khoảng 11% so với giá trị thực nghiệm cho ở bảng 2.4.

Khuếch tán trong các gel sinh học

Gel có thể được xem như một hỗn hợp bán rắn có lỗ xốp được tạo nên bởi các phân tử rất lớn trong dung dịch với nước có nồng độ khoảng vài phần trăm khối lượng. Lỗ xốp ở đây là khoảng trống trong cấu trúc gel chứa đầy nước. Tốc độ khuếch tán của các dung chất nhỏ trong gel nhỏ hơn tốc độ khuếch tán trong dung dịch với nước.

Một số loại gel tiêu biểu là agar, gelatin, một số dung dịch polymer hữu cơ. Một số giá trị tiêu biểu của hệ số khuếch tán của dung chất trong các loại gel khác nhau được cho trong bảng 2.5.

**Bảng 2.5: Hệ số khuếch tán của một số dung chất
trong các gel sinh học**

Dung chất	Gel	% Khối lượng gel trong dung dịch	Hệ số khuếch tán, $\text{cm}^2/\text{s} \times 10^7$
Sucrose	Gelatin	0	0,285
		3,8	0,209
		10,35	0,107
		5,1	0,252
Urea	Gelatin	0	0,880
		2,9	0,644
		5,1	0,609
		10,0	0,542
		5,1	0,859
Metanol	Gelatin	3,8	0,626
Urea	Aga	1,05	0,727
		3,16	0,591
		5,15	0,472
Glycerin	Aga	2,06	0,297
		6,02	0,199
Dextrose	Aga	0,79	0,327
Sucrose	Aga	0,79	0,247
Etanol	Aga	5,15	0,393

2.2.4 Khuếch tán phân tử trong chất rắn

Các loại khuếch tán trong chất rắn

Mặc dù tốc độ khuếch tán trong chất rắn nói chung là nhỏ hơn nhưng có vai trò quan trọng trong một số quá trình hóa học và sinh học. Ví dụ trong các quá trình trích ly các quặng kim loại; quá trình sấy gỗ, muối, các loại thực phẩm; phản ứng xúc tác rắn; phân riêng hỗn hợp lỏng bằng màng; khuếch tán của các chất khí qua lớp màng polymer; xử lý kim loại ở nhiệt độ cao bằng khí.

Có thể chia khuếch tán trong chất rắn ra làm hai loại: khuếch tán trong chất rắn tuân theo định luật Fick và không phụ thuộc chủ yếu vào cấu trúc thực tế của chất rắn, và khuếch tán trong chất rắn xấp xỉ phụ thuộc vào cấu trúc xốp của vật liệu.

Khuếch tán trong chất rắn tuân theo định luật Fick

Loại khuếch tán này không phụ thuộc vào cấu trúc thực tế của chất rắn. Quá trình khuếch tán xảy ra khi lưu chất hay dung chất

khuếch tán thực sự tan trong chất rắn để tạo nên dung dịch đồng thể. Ví dụ, trong trích ly chất rắn, chất rắn chứa một lượng lớn dung môi (nước) và dung chất khuếch tán qua dung dịch này, hay trong quá trình khuếch tán của kẽm qua dung dịch đồng. Ngoài ra còn có quá trình khuếch tán của nitrogen hay hydrogen qua cao su, hay khuếch tán của nước trong các loại thực phẩm.

Tổng quát, áp dụng (2.4) cho khuếch tán giữa hai cấu tử:

$$N_A = -CD_{AB} \frac{dx_A}{dz} + \frac{C_A}{C}(N_A + N_B) \quad (2.43)$$

Số hạng $(C_A/C)(N_A + N_B)$ thường rất nhỏ do đó có thể bỏ qua. Ngoài ra, giả sử C không đổi cho khuếch tán trong chất rắn.

$$N_A = -\frac{D_{AB}dC_A}{dz} \quad (2.44)$$

trong đó D_{AB} là hệ số khuếch tán, m^2/s , của A qua B trong chất rắn và giả sử độc lập với áp suất. Lấy tích phân (2.44) cho một lớp chất rắn ở điều kiện ổn định được

$$N_A = \frac{D_{AB}(C_{A_1} - C_{A_2})}{z_2 - z_1} \quad (2.45)$$

Với trường hợp khuếch tán theo phương bán kính qua tường hình trụ với bán kính trong r_1 , bán kính ngoài r_2 và chiều dài L :

$$\frac{N_A}{2\pi rL} = -D_{AB} \frac{dC_A}{dr} \quad (2.46)$$

hay:
$$N_A = D_{AB}(C_{A_1} - C_{A_2}) \frac{2\pi L}{\ln(r_2/r_1)} \quad (2.47)$$

Phương trình trên tương tự với phương trình biểu diễn quá trình dẫn nhiệt qua ống trụ.

Hệ số khuếch tán D_{AB} trong chất rắn như đã trình bày ở trên là không phụ thuộc vào áp suất của chất khí hoặc lỏng bao quanh chất rắn. Ví dụ, nếu khí CO_2 khuếch tán qua một lớp cao su, D_{AB} độc lập với p_A là áp suất riêng phần của CO_2 tại bề mặt. Tuy nhiên, độ hòa tan của CO_2 vào chất rắn tỉ lệ thuận với p_A .

Điều này tương tự với trường hợp hòa tan O_2 vào nước tỉ lệ thuận với áp suất riêng phần của O_2 trong không khí theo định luật Henry.

Độ hòa tan của dung chất khí A trong chất rắn thường được biểu diễn theo S , cm^3 dung chất khí (0°C , 1 atm)/ cm^3 chất rắn. atm áp suất riêng phần của A. Hay $S = m^3$ (0°C , 1 atm)/ m^3 . atm . Biến đổi S thành C_A là nồng độ trong chất rắn, $\text{kgmol A}/m^3$ chất rắn hay $\text{gmol A}/\text{cm}^3$.

$$C_A = \frac{S \cdot p_A}{22400}, \quad \text{gmol}/\text{cm}^3 \quad (2.48)$$

$$C_A = \frac{S \cdot p_A}{22,4}, \quad \text{kmol}/m^3 \quad (2.49)$$

Ví dụ 2.6: Khí H_2 ở 17°C và có áp suất riêng phần $0,010 \text{ atm}$ khuếch tán qua lớp màng cao su neopren đã lưu hóa có bề dày $0,5 \text{ mm}$. Áp suất riêng phần của H_2 bên kia lớp màng là bằng không. Tính tốc độ khuếch tán qua lớp màng giả sử rằng chỉ có trở lực khuếch tán qua lớp màng. Độ hòa tan S của khí H_2 trong neopren ở 17°C là $0,051 m^3$ (0°C , 1 atm)/ m^3 chất rắn. atm và hệ số khuếch tán D_{AB} là $1,03 \times 10^{-10} m^2/s$ ở 17°C .

Giải: Tính $C_{A_1} = \frac{S p_{A_1}}{22,4} = \frac{(0,051)(0,010)}{22,4} = 2,28 \times 10^{-5} \text{ kmol H}_2/m^3$.

$$C_{A_2} = 0$$

Tốc độ khuếch tán khí H_2 qua màng neopren.

$$\begin{aligned} N_A &= \frac{D_{AB}(C_{A_1} - C_{A_2})}{z_2 - z_1} = \frac{(1,03 \times 10^{-10})(2,28 \times 10^{-5} - 0)}{(0,5 - 0)/1000} \\ &= 4,69 \times 10^{-12} \text{ kmol H}_2/s.m^2 \end{aligned}$$

Tuy nhiên, trong nhiều trường hợp số liệu thực nghiệm cho quá trình khuếch tán của chất khí trong chất rắn không được cho dưới dạng hệ số khuếch tán và độ hòa tan mà được biểu diễn dưới dạng độ thấm thấu P_M , cm^3 dung chất khí A (0°C , 1 atm) khuếch tán trong một giây qua một đơn vị tiết diện cm^2 của chất rắn có bề dày một cm dưới tác động của sai biệt áp suất là 1 atm . Đại lượng này liên hệ với định luật Fick như sau:

$$N_A = \frac{D_{AB}(C_{A_1} - C_{A_2})}{z_2 - z_1} \quad (2.50)$$

Từ (2.48): $C_{A_1} = \frac{Sp_{A_1}}{22400}$ và $C_{A_2} = \frac{Sp_{A_2}}{22400}$

Thay vào (2.45)

$$N_A = \frac{D_{AB}S(p_{A_1} - p_{A_2})}{22400(z_2 - z_1)} = \frac{P_M(p_{A_1} - p_{A_2})}{22400(z_2 - z_1)}, \text{ gmol/s.cm}^2 \quad (2.51)$$

trong đó: $P_M = D_{AB} \cdot S, \text{ cm}^3/(\text{s.cm}^2.\text{atm/cm}) \quad (2.52)$

Trong một số trường hợp thẩm thấu được cho theo:

$P'_M \text{ cm}^3/(\text{s.cm}^2.\text{cmHg/mm bề dày})$. Như vậy P_M và P'_M liên hệ bởi:

$$P_M = 7,60 P'_M \quad (2.53)$$

Khi có một số chất rắn 1, 2, 3... đặt nối tiếp nhau và L_1, L_2, L_3, \dots biểu diễn bề dày của mỗi lớp (2.51) trở thành:

$$N_A = \frac{p_{A_1} - p_{A_2}}{22400} \cdot \frac{1}{L_1/P_{M_1} + L_2/P_{M_2} + L_3/P_{M_3} + \dots} \quad (2.54)$$

trong đó $p_{A_1} - p_{A_2}$ là sai biệt áp suất riêng phần tổng quát.

Tiên đoán chính xác hệ số khuếch tán qua chất rắn là không thể, do đó cần có số liệu thực nghiệm để tính toán. Số liệu thực nghiệm hệ số khuếch tán, độ hòa tan và độ thẩm thấu được trình bày trong bảng 2.6.

Với những chất khí đơn giản như He, H₂, O₂, N₂ và CO₂, áp suất từ 1-2 atm, độ hòa tan trong chất rắn như polymer, thủy tinh nói chung là tuân theo định luật Henry và sử dụng phương trình (2.47). Ngoài ra, hệ số khuếch tán và độ thẩm thấu của những khí này độc lập với nồng độ và áp suất. Với nhiệt độ P_M tỉ lệ tuyến tính với nhiệt độ $T(^{\circ}K)$, hệ số khuếch tán của một chất khí độc lập với sự hiện diện của chất khí khác.

Với quá trình khuếch tán của chất khí như H₂, O₂ qua các kim loại như Ni, Cd và Pt, thực nghiệm cho thấy tốc độ khuếch tán tỉ lệ với $(\sqrt{p_{A_1}} - \sqrt{p_{A_2}})$. Khi nước khuếch tán qua màng polymer sẽ không giống như các trường hợp chất khí đơn giản mà phụ thuộc phần nào vào sai biệt áp suất tương đối.

Ví dụ 2.7: Khuếch tán qua lớp màng bao bì với độ thấm thấu.

Màng polyetylen dày 0,015 cm dùng làm bao bì được phẩm ở 30°C. Nếu áp suất riêng phần của O₂ bên ngoài là 0,21 atm và bên trong bao bì là 0,01 atm, tính tốc độ khuếch tán của O₂ ở trạng thái ổn định. Sử dụng số liệu độ thấm thấu cho ở bảng 2.6. Giả sử rằng trở lực khuếch tán bên ngoài và bên trong lớp màng là không đáng kể so với trở lực khuếch tán qua lớp màng.

Bảng 2.6: Hệ số khuếch tán và độ thấm thấu qua chất rắn

Dung chất A	Chất rắn B	T, °K	Hệ số khuếch tán, D _{AB} , cm ² /s	Độ hòa tan S, cm ³ /atm.cm ³ chất rắn	Độ thấm thấu P _M , $\frac{\text{cm}^3}{\text{s.cm}^2 \text{ atm/cm}}$
H ₂	Cao su lưu hóa	298	0.85.10 ⁻⁵	0,040	0.342.10 ⁻⁶
O ₂		298	0.21.10 ⁻⁵	0.070	0.152.10 ⁻⁶
N ₂		298	0.15.10 ⁻⁵	0.035	0.054.10 ⁻⁶
CO ₂		298	0.11.10 ⁻⁵	0.90	1.01.10 ⁻⁶
H ₂	Neopren lưu hóa	290	0.103.10 ⁻⁵	0.051	
		300	0.180.10 ⁻⁵	0.053	
H ₂	Polyetylen	298			6.53.10 ⁻⁸
O ₂		303			4.17.10 ⁻⁸
N ₂		303			1.52.10 ⁻⁸
O ₂	Nylon	303			0.029.10 ⁻⁸
N ₂		303			0.0152.10 ⁻⁸
H ₂ O	Sáp	306			0.16.10 ⁻⁶
H ₂ O	Cellophan	311			0.91-1.82(10 ⁻⁶)
He	Thủy tinh Pyrex	293			4.86.10 ⁻¹¹
		373			20.1.10 ⁻¹¹
He	SiO ₂	293	2.4-5.5(10 ⁻¹⁰)	0.01	
H ₂	Fe	293	2.59.10 ⁻⁹		
Al	Cu	293	1.3.10 ⁻³⁰		

Giải: Từ bảng 2.6, $P_M = 4,17 \times 10^{-8} \text{ cm}^3/(\text{s.cm}^2 \cdot \text{atm/cm})$. Thay vào (2.51):

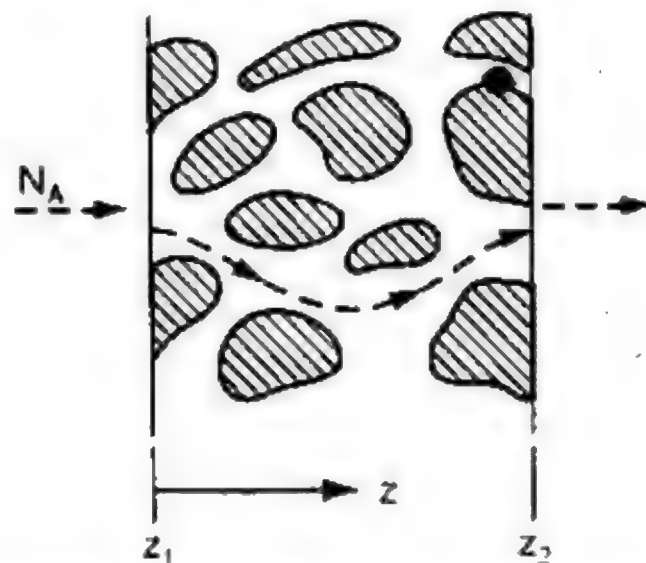
$$\begin{aligned}
 N_A &= \frac{P_M(p_{A_1} - p_{A_2})}{(22400)(z_2 - z_1)} = \frac{(4,17 \times 10^{-8})(0,21 - 0,01)}{(22400)(0,015 - 0)} \\
 &= 2,48 \times 10^{-11} \text{ gmol/s.cm}^2 \text{ hay } (= 2,48 \times 10^{-10} \text{ kgmol/s.m}^2)
 \end{aligned}$$

Để ý rằng lớp màng làm bằng polyamide (nylon) có giá trị độ thấm thấu nhỏ hơn nhiều so với của O_2 nên dùng làm màng bao bì thích hợp hơn.

Khuếch tán trong chất rắn xốp phụ thuộc vào cấu trúc

1- Khuếch tán của chất lỏng trong chất rắn xốp

Trong phần trước, quá trình khuếch tán qua chất rắn được xem như đồng chất với hệ số khuếch tán thực nghiệm D_{AB} . Trong phần này sẽ xét đến quá trình khuếch tán qua chất rắn có lỗ xốp đơn chiếc hoặc các lỗ xốp thông với nhau. Trong trường hợp này lỗ xốp chứa đầy nước lỏng, nồng độ của muối trong nước tại vị trí 1 là C_{A_1} , tại vị trí 2 là C_{A_2} . Muối khuếch tán qua nước trong thể tích rỗng theo đường bất kỳ không xác định trước và có chiều dài lớn hơn $(z_2 - z_1)$ bởi hệ số τ gọi là độ cong của lộ trình (H.2.5).



Hình 2.5: Sơ đồ chất rắn xốp tiêu biểu

Quá trình khuếch tán không xảy ra trong chất rắn trơ. Với dung dịch loãng, áp dụng phương trình (2.40) cho quá trình khuếch tán của muối trong nước ở trạng thái ổn định:

$$N_A = \frac{\epsilon D_{AB} (C_{A_1} - C_{A_2})}{\tau (z_2 - z_1)} \quad (2.55)$$

trong đó: ϵ - độ rỗng; D_{AB} - hệ số khuếch tán của muối trong nước

τ - hệ số hiệu chỉnh đoạn đường khuếch tán lớn hơn $z_2 - z_1$ với chất rắn trơ τ thay đổi từ 1,5 + 5.

Thường các số hạng được kết hợp lại được gọi là hệ số khuếch tán hiệu dụng:

$$D_{Ae} = \frac{\epsilon}{\tau} D_{AB}, \text{ cm}^2/\text{s} \quad (2.56)$$

Ví dụ 2.8: Khuếch tán của KCl trong Silica xốp.

Chất rắn xốp Silica thiêu kết có bề dày 2 mm, độ rỗng bằng 0,30, hệ số τ hiệu chỉnh khoảng cách khuếch tán bằng 4,0. Lỗ xốp chứa đầy nước ở 298°K. Tại một mặt của Silica nồng độ KCl được

giữ ở $0,10 \text{ mol/lit}$, mặt kia là nước tinh khiết chảy qua nhanh. Bỏ qua các trở lực khác, tính tốc độ khuếch tán của KCl ở trạng thái ổn định.

Giải: Hệ số khuếch tán của KCl trong nước, bảng 2.3, là $1,87 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$. Ngoài ra $C_{A_1} = 0,10 \text{ mol/l} = 0,10 \text{ kmol/m}^3$ và $C_{A_2} = 0$. Thay vào (2.55):

$$N_A = \frac{\varepsilon D_{AB}(C_{A_1} - C_{A_2})}{\tau(Z_2 - Z_1)} = \frac{0,30 \times (1,87 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s})(0,10 - 0)(\text{kmol/m}^3)}{4,0(0,002 - 0)\text{m}}$$

$$7,01 \times 10^{-9} \text{ kmolKCl/s.m}^2.$$

2- Khuếch tán của chất khí trong chất rắn xốp

Nếu lỗ xốp rất lớn và chứa đầy chất khí, phương trình (2.55) sử dụng cho chất khí là:

$$N_A = \frac{\varepsilon D_{AB}(C_{A_1} - C_{A_2})}{\tau(Z_2 - Z_1)} = \frac{\varepsilon D_{AB}(p_{A_1} - p_{A_2})}{\tau RT(z_2 - z_1)} \quad (2.57)$$

Quá trình khuếch tán giả sử chỉ xảy ra qua lỗ xốp, không qua chất rắn. Thực nghiệm cho thấy, với các chất rắn xốp như tầng hạt thủy tinh, cát, muối ... τ thay đổi theo ε như sau:

ε	0,20	0,40	0,60
τ	2,0	1,75	1,65

2.3 KHUẾCH TÁN ĐỐI LƯU

Trong dòng chảy rối, các dòng xoáy chuyển động sẽ truyền vận vật chất từ vị trí này đến vị trí khác như trong trường hợp truyền vận moment và nhiệt năng. Tương tự như truyền vận moment và nhiệt năng trong dòng chảy rối, phương trình cho truyền khối là:

$$J_{A,t} = -\varepsilon_N \frac{\delta C_A}{\delta z} \quad (2.58)$$

trong đó: $J_{A,t}$ - thông lượng mol của A, tương đối so với toàn bộ pha, do tác động chảy rối gây nên; ε_N - hệ số khuếch tán dòng xoáy.

Thông lượng mol tổng cộng, tương đối so với toàn bộ pha, trở thành:

$$J_A = -(D_{AB} + \varepsilon_N) \rho \frac{\delta C_A}{\delta z} \quad (2.59)$$

Hệ số khuếch tán dòng xoáy phụ thuộc vào các tính chất của lưu chất cũng như vận tốc và vị trí trong dòng chuyển động. Do đó (2.43)

không thể lấy tích phân trực tiếp để xác định thông lượng cho một sai biệt nồng độ cho trước. Phương trình này được dùng với các biểu thức lý thuyết, kinh nghiệm cho trong các nghiên cứu cơ bản về truyền khối, các phương trình tương tự được dùng trong truyền nhiệt, truyền moment cũng như khi thiết lập các tương tự giữa các quá trình truyền vận (xem thêm giáo trình chuyên đề lý thuyết truyền vận).

2.4 ÁP DỤNG CỦA KHUẾCH TÁN PHÂN TỬ

Các biểu thức được thiết lập ở trên để tính tốc độ truyền khối tại điều kiện khuếch tán phân tử chỉ phối cơ chế truyền khối (lưu chất đứng yên hoặc chảy tầng) thường được sử dụng trực tiếp để xác định giá trị thực nghiệm của hệ số khuếch tán.

Trong các quá trình truyền khối thực tế, ngay cả khi hoạt động gián đoạn, lưu chất luôn luôn chuyển động chứ không đứng yên, và chuyển động ở trạng thái rối. Nếu lưu chất tiếp xúc với bề mặt chất rắn, tại đó vận tốc bằng không, thì sẽ có một vùng chảy tầng kế cận bề mặt. Quá trình truyền khối xảy ra trong vùng chảy tầng và khuếch tán phân tử sẽ chi phối tốc độ truyền khối tại đó. Khi hai lưu chất không hòa tan chuyển động tiếp xúc với nhau và xảy ra quá trình truyền khối giữa hai pha, không có vùng chảy tầng ngay cả tại bề mặt tiếp xúc pha.

Trong những trường hợp thực tế như vậy, thông lượng truyền khối thường được biểu diễn theo hệ số truyền khối. Các biểu thức của chương này thường rất ít khi được dùng trực tiếp để tính tốc độ truyền khối nhưng chúng sẽ đặc biệt hữu ích trong việc thiết lập nên dạng của các phương trình tính tốc độ truyền khối theo hệ số truyền khối và trong việc tính hệ số truyền khối trong dòng chảy tầng.

BÀI TẬP

2.1. Hỗn hợp khí oxygen - nitrogen ở 1 atm, 25°C. Nồng độ của oxygen tại hai bề mặt cách nhau 0,2 cm lần lượt là 10 và 20% thể tích. Tính thông lượng khuếch tán của oxygen theo mol oxygen/s.cm² trong hai trường hợp sau:

A) Nitrogen không khuếch tán.

B) Hai chất khí khuếch tán đẳng mol nghịch chiều.

2.2. Lập lại bài tập 2.1 ở áp suất 10 atm.

2.3. Ước tính hệ số khuếch tán của những hỗn hợp khí sau:

A) Aceton - không khí, 1 atm, 0°C

B) Nitrogen - carbon dioxid, 1 atm, 25°C

C) HCl - không khí, 2 *atm*, 25°C

D) Toluen - không khí, 1 *atm*, 25°C

E) Hydrogen - metan, 1 *atm*, 25°C.

2.4. Amoniac khuếch tán qua một hỗn hợp khí đứng yên gồm 1/3 là nitrogen và 2/3 là hydrogen theo thể tích. Áp suất tổng cộng là 2 *atm*, nhiệt độ 50°C. Tính thông lượng khuếch tán của amoniac, theo kg/h.m^2 , qua lớp phim khí dày 0,5 *mm* khi nồng độ amoniac hai bên lớp phim lần lượt là 10 và 5% theo thể tích.

2.5. Một thùng hình trụ hở có đường kính 2 *m* chứa benzen ở 20°C tiếp xúc với không khí. Lớp không khí trên bề mặt benzen xem như đứng yên có bề dày 5 *mm*. Nồng độ của benzen bên kia lớp màng không khí là không đáng kể. Áp suất hơi của benzen ở 20°C là 100 *mmHg*. Xác định khối lượng benzen thất thoát mỗi ngày. Cho biết khối lượng riêng của benzen là 880 kg/m^3 , hệ số khuếch tán của benzen trong không khí ở điều kiện chuẩn là $7,7 \times 10^{-2} \text{ cm}^2/\text{s}$.

2.6. Hơi rượu etanol được cho hấp thu từ hỗn hợp hơi rượu - hơi nước vào một dung môi không bay hơi ở nhiệt độ 97°C, áp suất 760 *mmHg*. Hơi rượu được xem như khuếch tán qua lớp màng hỗn hợp hơi nước - hơi rượu có bề dày 0,1 *mm*. Nồng độ mol của hơi rượu bên ngoài lớp màng là 80%, bên trong lớp màng tiếp xúc với bề mặt dung môi là 10%. Hệ số khuếch tán trong hỗn hợp hơi rượu - hơi nước ở 25°C và 1 *atm* là $0,15 \text{ cm}^2/\text{s}$. Tính suất lượng hơi rượu khuếch tán (kg/h) qua lớp màng có diện tích bề mặt là 10 m^2 ?

2.7. Một ống nghiệm đựng bốc hơi CCl_4 trong môi trường chứa O_2 ở áp suất tổng cộng là $P_t = 735 \text{ mmHg}$, nhiệt độ 0°C. Biết tiết diện của ống nghiệm là $0,82 \text{ cm}^2$. Chiều cao từ bề mặt chất lỏng đến miệng ống nghiệm là 17,1 *cm*. Áp suất hơi bão hòa của CCl_4 tại bề mặt chất lỏng là 33 *mmHg*, khối lượng riêng của CCl_4 là $1,590 \text{ kg/cm}^3$. Sau 10h, CCl_4 đã bốc hơi một thể tích là $0,0208 \text{ cm}^3$. Xác định hệ số khuếch tán của CCl_4 trong O_2 .

2.8. Ước tính hệ số khuếch tán trong pha lỏng ở những trường hợp sau:

a) Etanol trong dung dịch loãng với nước ở 10°C.

b) CCl_4 trong dung dịch loãng với etanol ở 15°C (giá trị thực nghiệm bằng $1,69 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$).

2.9. Tính thông lượng khuếch tán của NaCl ở 18°C qua lớp phim nước đứng yên dày 0,1 *cm* khi nồng độ ở hai bên bề mặt lớp phim lần lượt là 20 và 10%.

HỆ SỐ TRUYỀN KHỐI

Các phương trình tính tốc độ khuếch tán được trình bày trong chương 2 có thể được dùng để tính toán cho quá trình truyền khối ổn định qua lớp lưu chất đứng yên có bề dày cho trước. Tuy nhiên, đây không phải là một trường hợp phổ biến, vì hầu hết các quá trình truyền khối đều xảy ra ở trạng thái chảy rối để tăng sự phân tán lưu chất này vào lưu chất khác nhằm tăng diện tích bề mặt tiếp xúc pha, từ đó sẽ tăng được tốc độ truyền khối. Dù có sự khác biệt như vậy, quá trình truyền khối trong hầu hết các trường hợp vẫn được biểu diễn theo dạng phương trình chung với hệ số đặc trưng được gọi là hệ số truyền khối.

Tốc độ truyền khối = (Hệ số truyền khối) (Sai biệt nồng độ)

Vì nồng độ có thể biểu diễn theo nhiều cách và tiêu chuẩn khác nhau nên hệ số truyền khối, ký hiệu là k , có những dạng khác nhau cho mỗi trường hợp như sau

1- Cấu tử A truyền qua cấu tử B không truyền khối

$$\left[N_B = 0, \frac{N_A}{N_A + N_B} = 1 \right]$$

$$\text{Pha khí: } N_A = k_G(p_{A_1} - p_{A_2}) = k_y(y_{A_1} - y_{A_2}) = k_c(C_{A_1} - C_{A_2}) \quad (3.1)$$

$$\text{Pha lỏng: } N_A = k_x(x_{A_1} - x_{A_2}) = k_L(C_{A_1} - C_{A_2}) \quad (3.2)$$

2- Hai cấu tử A và B truyền đẳng mol nghịch chiều

$$\left[N_A = -N_B, \frac{N_A}{N_A + N_B} = \infty \right]$$

$$\text{Pha khí: } N'_A = k'_G(p_{A_1} - p_{A_2}) = k'_y(y_{A_1} - y_{A_2}) = k'_c(C_{A_1} - C_{A_2}) \quad (3.3)$$

$$\text{Pha lỏng: } N'_A = k'_x(x_{A_1} - x_{A_2}) = k'_L(C_{A_1} - C_{A_2}) \quad (3.4)$$

Như vậy hệ số truyền khối là lượng vật chất truyền qua một đơn vị diện tích bề mặt tiếp xúc pha trong một đơn vị thời gian khi sai biệt nồng độ là một đơn vị.

Hệ số truyền khối là một đại lượng phức tạp. Nó phụ thuộc vào tính chất vật lý của các pha (hệ số khuếch tán, độ nhớt, khối lượng riêng), nhiệt độ, áp suất, lưu lượng, kích thước hình học đặc trưng và cấu tạo của thiết bị truyền khối.

Bảng 3.1: Quan hệ giữa các dạng hệ số truyền khối

Phương trình tốc độ truyền khối		Đơn vị của hệ số truyền khối
Truyền khối đẳng mol nghịch dòng	A truyền qua B không truyền khối	
Pha khí $N_A = k'_G \Delta p_A$ $N_A = k'_y \Delta y_A$ $N_A = k'_c \Delta C_A$	$N_A = k_G \Delta p_A$ $N_A = k_y \Delta y_A$ $N_A = k_c \Delta C_A$	$\text{mol}/(\text{thời gian}) (\text{diện tích}) (\text{áp suất})$ $\text{mol}/(\text{thời gian}) (\text{diện tích}) (\text{phần mol})$ $\text{mol}/(\text{thời gian}) (\text{diện tích}) (\text{mol/thể tích}) \text{ hay } (\text{chiều dài})/(\text{thời gian})$
Biến đổi: $k_G p_{BM} = k_y \frac{p_{BM}}{P_1} = k_c \frac{p_{BM}}{RT} = k'_G P_1 = k'_y = k'_c \frac{P_1}{RT} = k'_c C$		
Pha lỏng $N_A = k'_L \Delta C_A$ $N_A = k'_x \Delta x_A$	$N_A = k_L \Delta C_A$ $N_A = k_x \Delta x_A$	$\text{mol}/(\text{thời gian}) (\text{diện tích}) (\text{mol/thể tích}) \text{ hay } (\text{chiều dài})/(\text{thời gian})$ $\text{mol}/(\text{thời gian}) (\text{diện tích}) (\text{phần mol})$
Biến đổi: $k_x x_{BM} = k_L x_{BM} C = k'_L C = k'_L \frac{P}{M} = k'_x$		

3.1 HỆ SỐ TRUYỀN KHỐI TRONG DÒNG CHẢY TẦNG

Về nguyên tắc, ta không cần hệ số truyền khối cho dòng chảy tầng, vì trong dòng chảy tầng khuếch tán phân tử chi phối cơ chế truyền khối và các biểu thức của chương 2 có thể được dùng để tính tốc độ truyền khối. Tuy nhiên ở đây sẽ trình bày phương pháp chung để xét cả hai trường hợp chảy tầng và chảy rối. Ta sẽ chọn một trường hợp tương đối đơn giản để minh họa cho phương pháp chung làm cơ sở để khảo sát trường hợp chảy rối.

Truyền khối từ pha khí vào lớp màng chất lỏng

Hình 3.1 trình bày một lớp màng chất lỏng đang chảy xuống ở trạng thái chảy tầng qua mặt phẳng thẳng đứng và tiếp xúc với khí A hòa tan vào chất lỏng. Chất lỏng có nồng độ A đồng nhất tại đỉnh, C_{A_0} . Tại bề mặt chất lỏng, nồng độ của chất khí hòa tan là C_{A_i} , cân bằng với áp suất của A trong pha khí. Vì $C_{A_i} > C_{A_0}$ nên chất khí hòa tan vào chất lỏng. Bài toán là xác định hệ số truyền khối k_L để tính lượng khí hòa tan vào chất lỏng sau khi lớp phim lỏng chuyển động một khoảng L .

Bài toán được giải bằng cách giải đồng thời phương trình liên tục của cấu tử A, phương trình (2.17), phương trình mô tả chuyển động của chất lỏng, phương trình Navier - Stokes. Một số giả sử sau đây được đặt ra:

1- Không có phản ứng hóa học, $r_A = 0$

2- Các điều kiện không biến đổi theo phương x (mặt phẳng thẳng góc với mặt phẳng tờ giấy có (H.3.1)). Do đó tất cả các vi phân theo phương x trong (2.17) đều bằng 0.

3- Do trạng thái ổn định: $\partial C_A / \partial t = 0$.

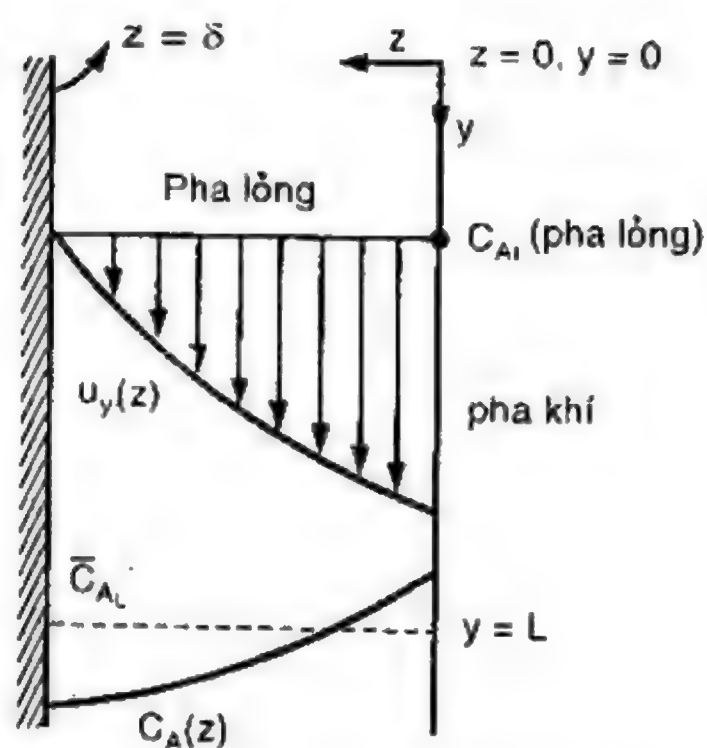
4- Tốc độ hấp thu chất khí là rất nhỏ. Điều này có nghĩa là u_z trong (2.17) do khuếch tán của A là bằng 0.

5- Khuếch tán của A theo phương y là không đáng kể so với sự chuyển động của A trong dòng chảy. Do đó: $D_{AB} \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} = 0$

6- Các tính chất vật lý (D_{AB}, ρ, μ) là hằng số

Từ đó phương trình (2.17) thu gọn còn:

$$u_y \frac{\partial C_A}{\partial y} = D_{AB} \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \quad (3.5)$$



Hình 3.1: Lớp màng chất lỏng đang chảy xuống

Xác định rằng lượng A bất kỳ hòa tan vào pha lỏng đang chảy xuống tại vị trí bất kỳ z , trên một khoảng gia tăng y đạt được bằng khuếch tán theo phương z . Các phương trình chuyển động trong điều kiện này thu gọn còn:

$$\mu \frac{d^2 u_y}{dz^2} + \rho g = 0 \quad (3.6)$$

Lời giải của (3.6) với các điều kiện là $u_y = 0$ tại $z = \delta$ và $du_y/dz = 0$ tại $z = 0$ là:

$$u_y = \frac{\rho g \delta^2}{2\mu} \left[1 - \left(\frac{z}{\delta} \right)^2 \right] = \frac{3}{2} \bar{u}_y \left[1 - \left(\frac{z}{\delta} \right)^2 \right] \quad (3.7)$$

với \bar{u}_y là vận tốc trung bình. Bề dày lớp màng là:

$$\delta = \left(\frac{3\bar{u}_y \mu}{\rho g} \right)^{1/2} = \left(\frac{3\mu \Gamma}{\rho^2 g} \right)^{1/2} \quad (3.8)$$

với Γ là suất lượng chất lỏng qua một đơn vị bề rộng lớp phim theo phương x . Thay (3.7) vào (3.5)

$$\frac{3}{2} \bar{u}_y \left[1 - \left(\frac{z}{\delta} \right)^2 \right] \frac{\partial C_A}{\partial y} = D_{AB} \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \quad (3.9)$$

Phương trình (3.9) được giải trong những điều kiện sau:

- 1- Tại $z = 0$; $C_A = C_{A_i}$ tại mọi giá trị của y .
- 2- Tại $z = \delta$; $\partial C_A / \partial z = 0$ tại mọi giá trị của y , vì không có khuếch tán tại bề mặt tường.
- 3- Tại $y = 0$; $C_A = C_{A_0}$ tại mọi giá trị của z .

Lời giải là một biểu thức tổng quát cho C_A tại z và y bất kỳ, như vậy biểu diễn sự phân bố nồng độ $C_A(z)$ tại $y = L$ như cho thấy trên hình 3.1. Giá trị \bar{C}_{A_L} trung bình tại $y = L$ có thể được biểu diễn như sau:

$$\frac{C_{A_i} - \bar{C}_{A_L}}{C_{A_i} - C_{A_0}} = 0,7857 e^{-5,1213\eta} + 0,1001 e^{-39,318\eta} + 0,0359 e^{-105,64\eta} + \dots \quad (3.10)$$

với $\eta = \frac{2D_{AB}L}{3\delta^2 \bar{u}_y}$. Suất lượng tổng cộng của quá trình hấp thu là tính

cho mỗi đơn vị bề rộng của lớp phim.

Nói cách khác, để nhận được hệ số truyền khối cục bộ, ta có thể kết hợp (2.4), với dòng chảy theo phương z là không đáng kể ($N_A + N_B = 0$), với (3.2):

$$N_A = -D_{AB} \left(\frac{\partial C_A}{\partial z} \right)_{z=0} = k_L (C_{A_i} - \bar{C}_{A_L}) \quad (3.11)$$

Tuy nhiên, trong trường hợp này do bản chất của chuỗi biểu diễn C_A có vi phân không xác định tại $z = 0$, do đó để tiếp tục ta sẽ sử dụng hệ số trung bình cho toàn bộ bề mặt tiếp xúc pha khí - lỏng. Suất lượng tại đó A được chất lỏng mang đi tại vị trí bất kỳ y , cho mỗi đơn vị chiều rộng x , là $\bar{u}_y \delta \bar{C}_A$, *mol/thời gian*. Trên một khoảng dy cho mỗi đơn vị bề rộng, suất lượng hấp thu dung chất là, *mol/thời gian*.

$$\bar{u}_y \delta d\bar{C}_A = k_L (C_{A_i} - \bar{C}_A) dy \quad (3.12)$$

$$\bar{u}_y \delta \int_{\bar{C}_A = C_{A_0}}^{\bar{C}_A = \bar{C}_{A_L}} \frac{d\bar{C}_A}{C_{A_i} - \bar{C}_A} = \int_0^L k_L dy = k_{L,tb} \int_0^L dy \quad (3.13)$$

$$k_{L,tb} = \frac{\bar{u}_y \delta}{L} \ln \frac{C_{A_i} - C_{A_0}}{C_{A_i} - \bar{C}_{A_L}} \quad (3.14)$$

với (3.14) là biểu thức định nghĩa hệ số truyền khối trung bình.

Với suất lượng nhỏ hay hai pha khí - lỏng có thời gian tiếp xúc lâu (thường là số Reynolds cho lớp phim $Re = 4\Gamma/\mu$ nhỏ hơn 100), thì chỉ có số hạng thứ nhất của (3.10) là cần thiết. Thay vào (3.14):

$$k_{L,tb} = \frac{\bar{u}_y \delta}{L} \ln \frac{e^{5,123\eta}}{0,7857} = \frac{\bar{u}_y \delta}{L} (0,241 + 5,1213\eta) = 3,41 \frac{D_{AB}}{\delta} \quad (3.15)$$

$$\frac{k_{L,tb} \delta}{D_{AB}} = Sh_{tb} = 3,41 \quad (3.16)$$

với Sh biểu diễn chuẩn số vô thứ nguyên Sherwood, tương tự như chuẩn số Nusselt của truyền nhiệt. Chứng minh tương tự cho trường hợp số Reynolds lớn hay thời gian tiếp xúc ngắn cho:

$$k_{t,tb} = \left(\frac{6D_{AB}\Gamma}{\pi\rho\delta L} \right)^{1/2} \quad (3.17)$$

$$Sh_{tb} = \left(\frac{3}{2\pi} \frac{\delta}{L} Re Sc \right)^{1/2} \quad (3.18)$$

Tích số $Re.Sc$ là chuẩn số Peclet, Pe .

Giá trị trung bình của k_L được dùng để tính suất lượng tổng cộng của quá trình hấp thu. Như vậy, thông lượng trung bình $N_{A,tb}$ cho toàn bộ bề mặt tiếp xúc pha khí - lỏng, cho mỗi đơn vị bề rộng, là sai biệt giữa suất lượng của A trong pha lỏng tại $y = L$ và tại $y = 0$ chia cho bề mặt pha lỏng.

$$N_{A,tb} = \frac{\bar{u}_y \delta}{L} (\bar{C}_{A_L} - C_{A_0}) = k_{L,tb} (C_{A_i} - \bar{C}_A)_M \quad (3.19)$$

Với trung bình logarit của sai biệt nồng độ tại đỉnh và đáy của lớp phim là:

$$(C_{A_i} - \bar{C}_A)_M = \frac{(C_{A_i} - C_{A_0}) - (C_{A_i} - \bar{C}_{A_L})}{\ln \frac{C_{A_i} - C_{A_0}}{C_{A_i} - \bar{C}_{A_L}}} \quad (3.20)$$

Số liệu thực nghiệm cho thấy giá trị $k_{L,tb}$ nhận được lớn gấp hai lần giá trị lý thuyết được tính ở trên tại số Reynolds lớn, ngay cả tốc độ truyền khối thấp, do ở các gợn sóng tạo nên trên bề mặt chất lỏng mà không được xét đến trong các biểu thức toán học.

3.2 HỆ SỐ TRUYỀN KHỐI ĐỐI LƯU

Có bốn phương pháp xác định hệ số truyền khối là:

- 1- Phân tích thứ nguyên kết hợp với thực nghiệm
- 2- Phân tích chính xác lớp - biên
- 3- Tương tự giữa truyền moment, truyền nhiệt và truyền khối
- 4- Phân tích gần đúng lớp - biên

Ở đây ta chỉ xét đến ba phương pháp đầu.

3.2.1 Thông số có ý nghĩa trong truyền khối đối lưu

Để thiết lập các biểu thức tính hệ số truyền khối các nhà nghiên cứu thường sử dụng các thông số vô thứ nguyên. Trong quá trình truyền moment có các thông số Reynolds và Euler. Trong quá trình truyền nhiệt đối lưu có các thông số Nusselt và Prandtl. Một số thông số này cùng với một số thông số mới được xác định sẽ được dùng để tính hệ số truyền khối.

Các hệ số khuếch tán phân tử của ba quá trình truyền vận đã được định nghĩa trong các giáo trình cơ lưu chất và truyền nhiệt lần lượt là:

$$\text{Hệ số khuếch tán moment } \nu = \frac{\mu}{\rho}; \quad \text{hệ số khuếch tán nhiệt } \alpha = \frac{k}{\rho C_p}$$

Và hệ số khuếch tán vật chất D_{AB}

trong đó: μ - độ nhớt, $kg/m.s$; ρ - khối lượng riêng, kg/m^3

k - hệ số dẫn nhiệt, $W/m.^{\circ}C$; C_p - nhiệt dung riêng, $J/kg.^{\circ}C$.

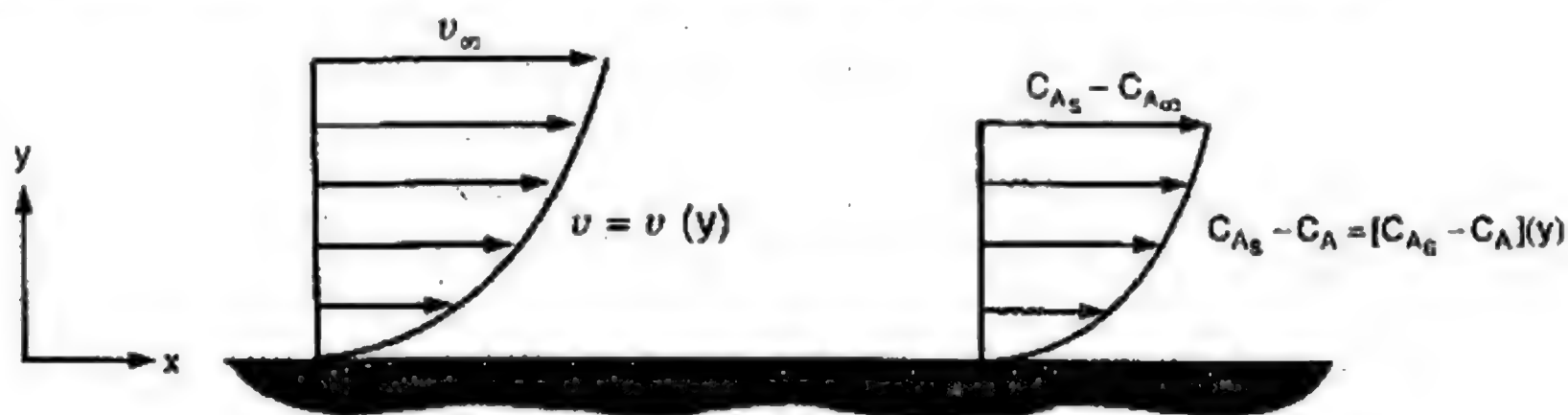
Như đã biết, các hệ số khuếch tán đều có thứ nguyên là $[chiều\ dài]^2/[thời\ gian]$; như vậy tỉ số giữa hai hệ số khuếch tán bất kỳ phải vô thứ nguyên. Tỉ số giữa hệ số khuếch tán moment với hệ số khuếch tán vật chất được định nghĩa là số Schmidt (Sc).

$$Sc = \frac{\text{hệ số khuếch tán moment}}{\text{hệ số khuếch tán vật chất}} = \frac{\nu}{D_{AB}} = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} \quad (3.21)$$

Số Schmidt đóng vai trò trong truyền khối đối lưu tương tự như số Prandtl trong truyền nhiệt đối lưu. Tỉ số giữa hệ số khuếch tán nhiệt với hệ số khuếch tán vật chất được định nghĩa là số Lewis (Le).

$$Le = \frac{\text{hệ số khuếch tán nhiệt}}{\text{hệ số khuếch tán vật chất}} = \frac{k}{\rho C_p D_{AB}} \quad (3.22)$$

Số Lewis được đề cập đến khi xảy ra đồng thời hai quá trình truyền khối và truyền nhiệt đối lưu. Số Schmidt và số Lewis được xem như là kết hợp các tính chất vật lý của lưu chất; do đó mỗi số có thể được xem như đặc trưng cho tính chất vật lý của hệ khuếch tán.



Hình 3.2: Profile nồng độ và vận tốc của lưu chất chảy qua bề mặt chất rắn

Xét quá trình truyền khối của dung chất A từ chất rắn đến lưu chất chảy qua bề mặt chất rắn. Profile nồng độ được biểu diễn như

hình 3.2. Trong trường hợp này, truyền khối giữa bề mặt và lưu chất có thể được viết là:

$$N_A = k_C(C_{A_S} - C_{A_\infty}) \quad (3.23)$$

Vì truyền khối tại bề mặt là do khuếch tán phân tử nên quá trình truyền khối có thể được biểu diễn bởi:

$$N_A = -D_{AB} \frac{dC_A}{dy} \Big|_{y=0}$$

Khi nồng độ biên, C_{A_S} , là hằng số, phương trình trên có thể đơn giản còn:

$$N_A = -D_{AB} \frac{d(C_A - C_{A_S})}{dy} \Big|_{y=0} \quad (3.24)$$

Các phương trình (3.23) và (3.24) có thể cân bằng vì cùng định nghĩa thông lượng của cấu tử A rời bề mặt vào dòng lưu chất.

$$k_C(C_{A_S} - C_{A_\infty}) = -D_{AB} \frac{d}{dy}(C_A - C_{A_S}) \Big|_{y=0}$$

Sắp xếp lại được dạng sau:

$$\frac{k_C}{D_{AB}} = \frac{-d(C_A - C_{A_S})/dy \Big|_{y=0}}{(C_{A_S} - C_{A_\infty})} \quad (3.25)$$

Nhân cả hai vế (3.25) với kích thước hình học đặc trưng L để được biểu thức vô thứ nguyên sau:

$$\frac{k_C L}{D_{AB}} = \frac{-d(C_A - C_{A_S})/dy \Big|_{y=0}}{(C_{A_S} - C_{A_\infty})/L} \quad (3.26)$$

Vế phải của (3.26) là tỉ số giữa gradient nồng độ tại bề mặt với gradient nồng độ qui chiếu hay tổng quát có thể được xem là tỉ số giữa trở lực truyền khối đối lưu với trở lực truyền khối phân tử của lưu chất. Như trong truyền nhiệt đối lưu, tỉ số $k_C L / D_{AB}$ được gọi là số Nusselt truyền khối hay còn được gọi là số Sherwood (Sh)

3.2.2 Phân tích thứ nguyên

Phân tích thứ nguyên giúp cho việc tiên đoán các thông số vô thứ nguyên có ảnh hưởng đến việc thiết lập mối tương quan giữa các số liệu thực nghiệm. Có hai quá trình truyền khối quan trọng được

xét đến là quá trình truyền khối vào dòng đối lưu cưỡng bức và quá trình truyền khối vào pha chuyển động ở điều kiện đối lưu tự nhiên.

1- Truyền khối vào dòng đối lưu cưỡng bức

Xét dòng chảy trong ống tròn kín đối lưu cưỡng bức. Vật chất được truyền giữa tường ống và dòng lưu chất do động lực nồng độ $C_{A_s} - C_A$. Các biến số và thứ nguyên kèm theo ảnh hưởng đến quá trình là:

Biến số	Ký hiệu	Thứ nguyên
Đường kính ống	D	L
Khối lượng riêng lưu chất	ρ	M/L^3
Độ nhớt lưu chất	μ	M/Lt
Vận tốc lưu chất	V	L/t
Hệ số khuếch tán lưu chất	D_{AB}	L^2/t
Hệ số truyền khối	k_c	L/t

Theo phương pháp nhóm các biến số của Buckingham sẽ xác định được ba nhóm số vô thứ nguyên với ba biến số cơ sở là D_{AB} , ρ và D .

$$\pi_1 = D_{AB}^a \rho^b D^c k_c; \quad \pi_2 = D_{AB}^d \rho^e D^f V \quad \text{và} \quad \pi_3 = D_{AB}^g \rho^h D^i \mu$$

Viết π_1 dưới dạng thứ nguyên: $\pi_1 = D_{AB}^a \rho^b D^c k_c$

$$1 = \left(\frac{L^2}{t}\right)^a \left(\frac{M}{L^3}\right)^b (L)^c \left(\frac{L}{t}\right)$$

Cân bằng các thứ nguyên:

$$L: 0 = 2a - 3b + c + 1; \quad t: 0 = -a - 1 \quad \text{và} \quad M: 0 = b$$

Giải cho ba số mũ được $a = -1$; $b = 0$ và $c = 1$

Vậy $\pi_1 = k_c D / D_{AB}$, chính là số Sherwood. Tương tự, xác định được hai nhóm số π còn lại:

$$\pi_2 = \frac{Dv}{D_{AB}} \quad \text{và} \quad \pi_3 = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} \equiv Sc = \text{số Schmidt.}$$

Chia π_2 cho π_3 được:

$$\frac{\pi_2}{\pi_3} = \left(\frac{Dv}{D_{AB}}\right) \cdot \left(\frac{D_{AB}\rho}{\mu}\right) = \frac{Dv\rho}{\mu} \equiv Re = \text{số Reynolds.}$$

Kết quả phân tích thứ nguyên truyền khối đối lưu cưỡng bức trong ống tròn được biểu thức có dạng:

$$Sh = f(Re, Sc) \quad (2.27)$$

Biểu thức trên tương tự với biểu thức truyền nhiệt:

$$Nu = f(Re, Pr)$$

2- Truyền khối vào pha có chuyển động do đối lưu tự nhiên

Dòng đối lưu tự nhiên xảy ra khi có sự biến đổi khối lượng riêng trong pha lỏng hoặc pha khí. Sự biến đổi khối lượng riêng có thể do sai biệt nhiệt độ hoặc do sai biệt nồng độ.

Trong trường hợp đối lưu tự nhiên liên quan đến truyền khối từ bề mặt thẳng đứng vào lưu chất kế cận, các biến số sẽ khác với các biến số được dùng trong đối lưu cưỡng bức. Các biến số quan trọng cùng thứ nguyên có liên hệ là:

Biến số	Ký hiệu	Thứ nguyên
Chiều dài đặc trưng	L	L
Hệ số khuếch tán lưu chất	D_{AB}	L^2/t
Khối lượng riêng lưu chất	ρ	M/L^3
Độ nhớt lưu chất	μ	M/Lt
Lực nổi	$g\Delta\rho_A$	M/L^2t^2
Hệ số truyền khối	k_C	L/t

Theo định lý Buckingham sẽ có ba nhóm số vô thứ nguyên. Với D_{AB} , L và μ là các biến số cơ sở, ba nhóm số π được thành lập là:

$$\pi_1 = D_{AB}^a L^b \mu^c k_C; \quad \pi_2 = D_{AB}^d L^e \mu^f \rho \quad \text{và} \quad \pi_3 = D_{AB}^g L^h \mu^i g\Delta\rho_A$$

Giải ra cho ba nhóm π :

$$\pi_1 = \frac{k_C L}{D_{AB}} \equiv Sh; \quad \pi_2 = \frac{\rho D_{AB}}{\mu} \equiv \frac{1}{Sc} \quad \text{và} \quad \pi_3 = \frac{L^3 g\Delta\rho_A}{\mu D_{AB}}$$

Nhân π_2 và π_3 ta được nhóm số tương tự số Grashof trong đối lưu nhiệt tự nhiên:

$$\pi_2 \pi_3 = \left(\frac{\rho D_{AB}}{\mu} \right) \cdot \left(\frac{L^3 g\Delta\rho_A}{\mu D_{AB}} \right) = \frac{L^3 \rho g\Delta\rho_A}{\mu^2} = \frac{L^3 g\Delta\rho_A}{\rho \nu^2} = Gr$$

Kết quả phân tích thứ nguyên cho truyền khối đối lưu tự nhiên đưa đến phương trình có dạng:

$$Sh = f(Gr, Sc) \quad (3.28)$$

Với hai trường hợp đối lưu tự nhiên và cưỡng bức, các biểu thức nhận được bằng phân tích tứ nguyên cho thấy có thể hiệu chỉnh số liệu thực nghiệm theo ba nhóm số vô thứ nguyên thay vì sáu liên số ban đầu.

3.2.3 Phân tích chính xác lớp biên nồng độ chảy tầng

Blasius đã thiết lập lời giải chính xác cho lớp biên thủy động lực học cho dòng chảy tầng song song với mặt phẳng. Sau đó nó được thiết lập tương tự cho truyền nhiệt đối lưu. Ở đây lời giải Blasius sẽ mở rộng cho truyền khối đối lưu trong dòng chảy tầng.

Ở điều kiện truyền moment ổn định, phương trình lớp - biên cho trường hợp hai chiều, không nén được:

$$\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} = v \quad (3.29)$$

Phương trình chuyển động theo phương x với v và áp suất không đổi:

$$v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_y}{\partial y} = \mu \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} \quad (3.30)$$

Với lớp biên truyền nhiệt, phương trình mô tả truyền nhiệt ở trạng thái ổn định, không nén, hai chiều, dòng đẳng áp với hệ số khuếch tán nhiệt không đổi là:

$$v_x \frac{\partial T}{\partial x} + v_y \frac{\partial T}{\partial y} = \alpha \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \quad (3.31)$$

Phương trình vi phân tương tự áp dụng vào truyền khối trong lớp biên nồng độ và giả sử không tạo thêm chất khuếch tán và vi phân bậc hai của C_A theo x , $\partial^2 C_A / \partial x^2$, nhỏ hơn nhiều vi phân bậc hai của C_A theo y . Phương trình được viết cho dòng ổn định, hai chiều không nén được với hệ số khuếch tán không đổi.

$$v_x \frac{\partial C_A}{\partial x} + v_y \frac{\partial C_A}{\partial y} = D_{AB} \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} \quad (3.32)$$

Lớp biên nồng độ được trình bày trên hình 3.3 Dưới đây là các điều kiện cho ba quá trình

Truyền moment: $\frac{v_x}{v_\infty} = 0$ tại $y = 0$ và $\frac{v_x}{v_\infty} = 1$ tại $y = \infty$

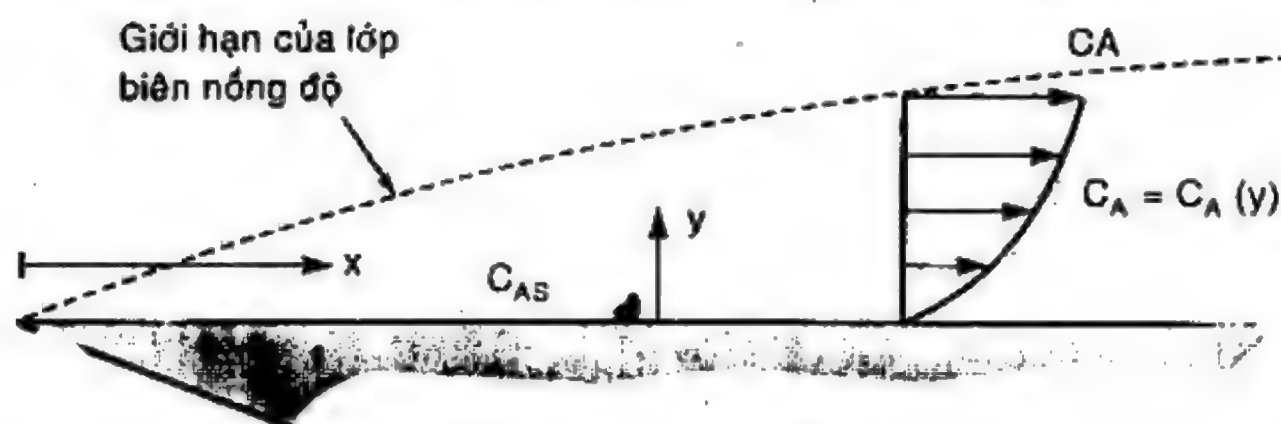
Truyền nhiệt: $\frac{T - T_S}{T_\infty - T_S} = 0$ tại $y = 0$ và $\frac{T - T_S}{T_\infty - T_S} = 1$ tại $y = \infty$

Truyền khối: $\frac{C_A - C_{A_S}}{C_{A_\infty} - C_{A_S}} = 0$ tại $y = 0$ và $\frac{C_A - C_{A_S}}{C_{A_\infty} - C_{A_S}} = 1$ tại $y = \infty$.

Sự tương tự giữa ba phương trình vi phân và ba điều kiện biên cho thấy sự tương tự của lời giải cho ba quá trình. Lời giải cho quá trình truyền khối đối lưu được xác định khi tỉ số khuếch tán moment với tỉ số khuếch tán vật chất $v/D_{AB} = S_C = 1$. Áp dụng kết quả của Blasius vào lớp biên nồng độ, ta được gradient nồng độ tại bề mặt.

$$\left. \frac{dC_A}{dy} \right|_{y=0} = (C_{A_\infty} - C_{A_S}) \left[\frac{0,332}{x} \text{Re}_x \right]^{1/2} \quad (3.33)$$

Phương trình trên liên hệ đến một giả sử quan trọng là tốc độ vật chất đi vào và ra khỏi biên tại bề mặt là rất nhỏ để không làm thay đổi profile vận tốc được xác định từ lời giải Blasius.



Hình 3.3: Lớp biên nồng độ của dòng chảy tầng qua mặt phẳng

Khi vận tốc theo phương y tại bề mặt, v_{ys} , bằng không thì thông lượng theo phương y tính theo định luật Fick cũng bằng không. Truyền khối từ bề mặt vào lớp biên chảy tầng là:

$$N_{Ay} = -D_{AB} \left. \frac{\partial C_A}{\partial y} \right|_{y=0} \quad (3.34)$$

Thay (3.33) vào (3.34), ta được:

$$N_{Ay} = -D_{AB} \left[\frac{0,332 \text{Re}_x^{1/2}}{x} \right] (C_{A_\infty} - C_{A_S}) \quad (3.35)$$

hay:
$$N_{Ay} = D_{AB} \left[\frac{0,332 \text{Re}_x^{1/2}}{x} \right] (C_{As} - C_{A\infty}) \quad (3.36)$$

Thông lượng truyền khối của cấu tử khuếch tán được xác định theo hệ số truyền khối là:

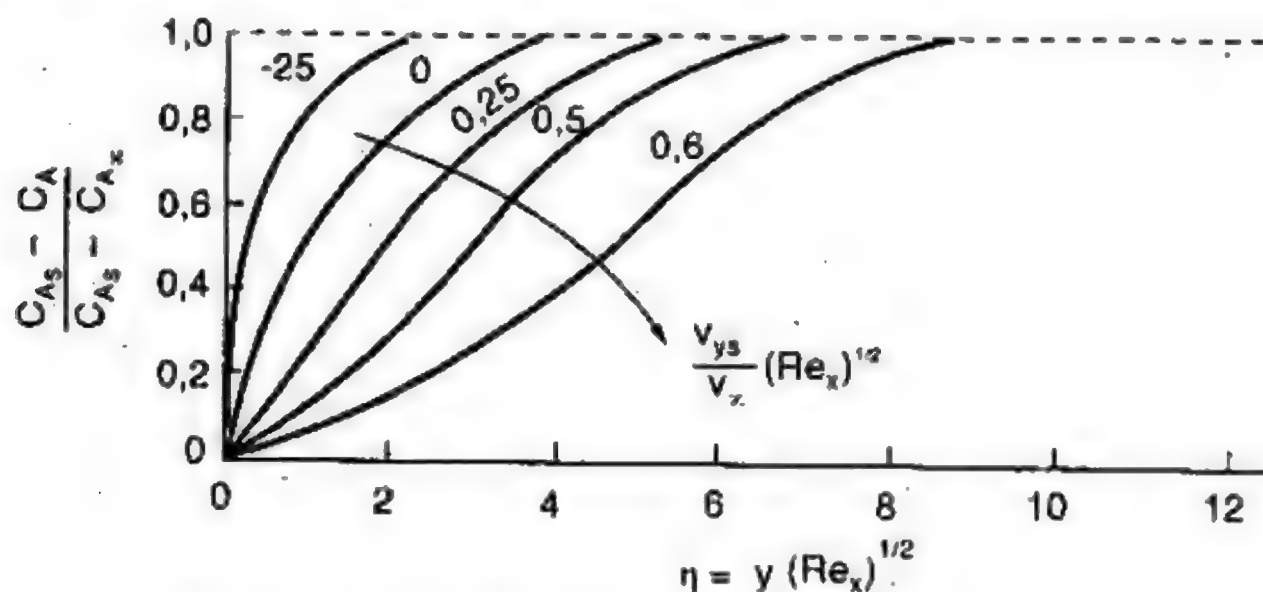
$$N_{Ay} = k_C (C_{As} - C_{A\infty}) \quad (3.37)$$

Cân bằng hai vế phải của (3.36) và (3.37) được:

$$k_C = \frac{D_{AB}}{x} (0,332 \text{Re}_x^{1/2})$$

hay:
$$\frac{k_C x}{D_{AB}} = Sh = 0,332 \text{Re}_x^{1/2} \quad (3.38)$$

Phương trình (3.38) chỉ giới hạn cho các hệ có số Sc bằng một và tốc độ truyền khối thấp giữa mặt phẳng và lớp biên.



Hình 3.4: Profile nồng độ cho truyền khối trong lớp biên chảy tầng qua mặt phẳng

Lời giải bằng đồ thị cho (3.32) do Hartnett và Eckert trình bày trên hình 3.4. Các đường cong biểu diễn các giá trị dương và âm của thông số lớp biên bề mặt, $(v_{y3}/v_{\infty}) (\text{Re}_x)^{1/2}$. Giá trị dương áp dụng khi truyền khối từ bề mặt vào lớp biên và giá trị âm khi truyền khối từ lưu chất đến bề mặt. Tại bề mặt thông số lớp biên bằng không, tốc độ truyền khối giảm đến khi được xem như không có ảnh hưởng lên profile vận tốc. Hệ số góc của đường có giá trị bằng không được xác định tại $y = 0$ bằng 0,332 như tiên đoán trong phương trình (3.33).

Trong hầu hết các quá trình vật lý liên quan đến truyền khối, thông số lớp biên bề mặt không đáng kể, lời giải Blasius được dùng cho truyền khối thấp để định nghĩa cho quá trình truyền vận vào lớp

biên chảy tầng. Quá trình bay hơi của vật liệu dễ bay hơi vào dòng khí chuyển động ở áp suất thấp không thuộc vào trường hợp này.

Với các lưu chất có số Schmidt khác một, lớp biên nồng độ liên hệ với lớp biên thủy động lực học như sau:

$$\frac{\delta}{\delta_c} = Sc^{1/3} \quad (3.39)$$

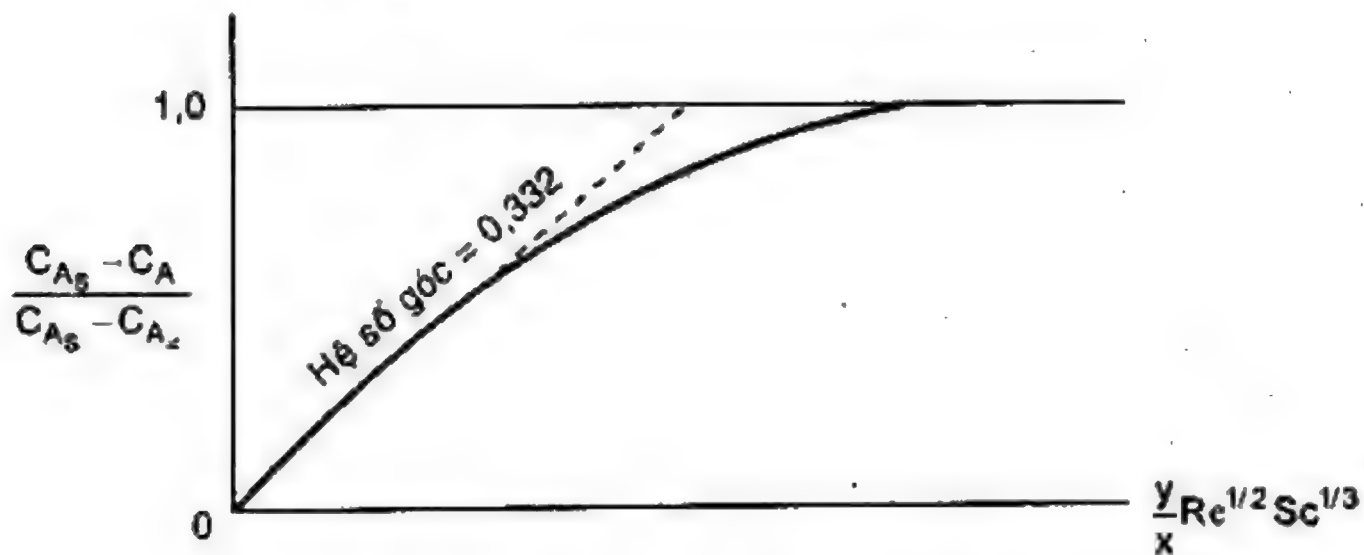
với: δ - bề dày lớp biên thủy động lực học; δ_c - bề dày lớp biên nồng độ.

Như vậy phương trình phải nhân với $Sc^{1/3}$. Đường biểu diễn nồng độ vô thứ nguyên theo $\eta Sc^{1/3}$ tại $v_{ys} = 0$ được trình bày trên hình 3.5). Sự biến đổi nồng độ được cho theo dạng này đưa đến hệ số truyền khối đối lưu tương tự như (3.38). Tại $y = 0$, gradient nồng độ là:

$$\left. \frac{\partial C_A}{\partial y} \right|_{y=0} = Sh_x = 0,332 Re_x^{1/2} Sc^{1/3} \quad (3.40)$$

Kết hợp với (3.34) được:

$$\frac{k_c x}{D_{AB}} = Sh_x = 0,332 Re_x^{1/2} Sc^{1/3} \quad (3.41)$$



Hình 3.5: Sự biến đổi nồng độ cho dòng chảy tầng trên mặt phẳng

Hệ số truyền khối trung bình trên mặt phẳng có bề rộng W và chiều dài L sẽ nhận được bằng cách lấy tích phân. Với mặt phẳng có kích thước trên, tốc độ truyền khối tổng cộng, N_A được xác định bởi:

$$\begin{aligned} N_A &= k_c A (C_{A_s} - C_{A_\infty}) = \int_A k_c (C_{A_s} - C_{A_\infty}) dA = k_c W L (C_{A_s} - C_{A_\infty}) \\ &= (C_{A_s} - C_{A_\infty}) \int_A \frac{0,332 D_{AB} Re_x^{1/2} Sc^{1/3} dA}{x} \end{aligned}$$

Theo đó: $k_c WL = 0,332 W D_{AB} Sc^{1/3} \int_0^L \frac{Re_x^{1/2}}{x} dx$

$$k_c L = 0,332 D_{AB} Sc^{1/3} \left(\frac{v_\infty \rho}{\mu} \right)^{1/2} \int_0^L x^{-1/2} dx = 0,664 D_{AB} Sc^{1/3} \left(\frac{v_\infty \rho}{\mu} \right)^{1/2} L^{1/2}$$

và
$$\frac{k_c L}{D_{AB}} = Sh_L = 0,664 Re_L^{1/2} Sc^{1/3} \quad (3.42)$$

Số Sherwood cục bộ tại vị trí x liên hệ với số Sherwood trung bình cho toàn mặt phẳng.

$$Sh_L = 2Sh_x \quad (3.43)$$

Phương trình (3.41) và (3.42) đã được kiểm chứng bằng thực nghiệm.

3.2.4 Tương tự giữa truyền khối, truyền nhiệt và truyền moment

Khi phân tích quá trình truyền khối đối lưu, chúng ta đã nhận thấy sự tương tự giữa các phương trình vi phân truyền khối, truyền nhiệt và truyền moment và trong các điều kiện biên khi gradient truyền vận được biểu diễn theo các biến số vô thứ nguyên. Sự tương tự này cho phép tiên đoán lời giải cho các quá trình truyền vận tương tự. Ở đây, ta sẽ xét một số tương tự trong số hiện tượng truyền vận có cơ chế tương tự.

Sự tương tự giữa các quá trình truyền vận cần năm điều kiện sau cho hệ thống:

- 1- Tính chất vật lý không đổi.
- 2- Không sinh ra nhiệt và vật chất trong hệ, nghĩa là không xảy ra phản ứng hóa học đồng thể.
- 3- Không phát xạ hoặc hấp thụ bức xạ nhiệt.
- 4- Không có phân tán độ nhớt
- 5- Truyền khối không ảnh hưởng lên profile vận tốc, như vậy tốc độ truyền khối là thấp.

1- Tương tự Reynolds

Là tương tự đầu tiên được thiết lập cho quá trình truyền nhiệt và truyền moment. Mặc dù tương tự này có giới hạn trong ứng dụng nhưng nó đã thúc đẩy việc xác định các tương tự khác tốt hơn, và được sử dụng khá thành công để phân tích hiện tượng lớp - biên phức

tập của khí động học.

Reynolds phát biểu là cơ chế của truyền moment và truyền nhiệt là giống nhau. Với lớp biên chảy tầng điều này đúng với số Pr và số Sc bằng một. Ví dụ, nếu ta xét dòng chảy tầng trên mặt phẳng có $Sc = 1$, biểu thức liên hệ giữa profile nồng độ và profile vận tốc trong các lớp biên là:

$$\frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{C_A - C_{AS}}{C_{A\infty} - C_{AS}} \right) \Big|_{y=0} = \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{v_x}{v_\infty} \right) \Big|_{y=0} \quad (3.44)$$

Tại lớp biên kể mặt phẳng, tại đó $y = 0$, ta có thể biểu diễn thông lượng theo hệ số khuếch tán hoặc hệ số truyền khối:

$$N_{Ay} = -D_{AB} \frac{\partial}{\partial y} (C_A - C_{AS}) \Big|_{y=0} = k_c (C_{AS} - C_{A\infty}) \quad (3.45)$$

Kết hợp hai phương trình (3.44) và (3.45) trên sẽ được biểu thức liên hệ giữa hệ số truyền khối với gradient vận tốc tại bề mặt:

$$k_c = \frac{\mu}{\rho v_\infty} \frac{\partial v_x}{\partial y} \Big|_{y=0} \quad (3.46)$$

Hệ số ma sát bề mặt Fanning f liên hệ với gradient vận tốc theo:

$$f = \frac{\tau_o}{\rho v_\infty^2 / 2} = \frac{2\mu(\partial v_x / \partial y) \Big|_{y=0}}{\rho v_\infty^2} \quad (3.47)$$

Sử dụng định nghĩa trên ta có thể sắp xếp (3.47) để nhận tương tự Reynolds cho truyền khối với những hệ có số Schmidt bằng một:

$$\frac{k_c}{v_\infty} = \frac{f}{2} \quad (3.48)$$

(3.48) tương tự với truyền nhiệt cho số Prandtl của hệ bằng một:

$$\frac{h}{\rho v_\infty C_p} = \frac{f}{2} \quad (3.49)$$

với h là hệ số cấp nhiệt.

Số liệu thực nghiệm cho quá trình truyền khối vào dòng khí thỏa gần đúng (3.48) nếu hệ có số Schmidt gần bằng một và nếu trở lực của dòng do ma sát bề mặt; ngoài ra, (3.48) không dùng để mô tả các hiện tượng có lõi cuốn hình dạng.

2- Tương tự Chilton - Colburn

Trong phần trên, lời giải chính xác cho dòng chảy qua mặt phẳng:

$$Sh_x = 0,322 \cdot Re_x^{1/2} \cdot Sc^{1/3} \quad (3.50)$$

Nếu chia cả hai vế phương trình cho $Re_x \cdot Sc^{1/3}$ ta được:

$$\frac{Sh_x}{Re_x Sc^{1/3}} = \frac{0,332}{Re_x^{1/2}} \quad (3.51)$$

Phương trình này sẽ biến thành tương tự Chilton - Colburn khi ta thay vào phương trình trên lời giải Blasius cho lớp biên chảy tầng

$$\frac{Sh_x}{Re_x Sc^{1/3}} = \frac{Sh_x}{Re_x Sc} Sc^{2/3} = \frac{f}{2}$$

hay:
$$\left(\frac{k_c x}{D_{AB}}\right) \left(\frac{\mu}{x v_\infty \rho}\right) \left(\frac{\rho D_{AB}}{\mu}\right) (Sc)^{2/3} = \frac{k_c Sc^{2/3}}{v_\infty} = \frac{f}{2} \quad (3.52)$$

Thừa số $\frac{Sh_x}{Re_x Sc^{1/3}} = \left(\frac{k_c}{v_\infty}\right) Sc^{2/3}$ được Chilton và Colburn (1933)

kiểm chứng thực nghiệm và được ký hiệu bằng j_D cho truyền khối. Tương tự này có giá trị cho các chất khí và các chất lỏng trong khoảng $0,6 < Sc < 2500$. Tương tự Chilton-Colburn thu gọn còn tương tự Reynolds khi $Sc = 1$. Tương tự Colburn cho truyền nhiệt được định nghĩa là:

$$j_H = \frac{h}{\rho v_\infty C_p} Pr^{2/3} = \frac{f}{2} \quad (3.53)$$

Tương tự Chilton - Colburn đầy đủ là:

$$j_D = j_H = \frac{f}{2} \quad (3.54)$$

liên hệ ba loại quá trình truyền vận trong một biểu thức. Phương trình (3.54) chính xác cho mặt phẳng, và phù hợp cho các hệ có dạng hình học khác không có lõi cuốn hình dạng. Với các hệ có lõi cuốn hình dạng

$$j_H = j_D \neq \frac{f}{2} \quad (3.55)$$

hay:
$$\frac{h}{\rho v_\infty C_p} Pr^{2/3} = \frac{k_c}{v_\infty} Sc^{2/3} \quad (3.56)$$

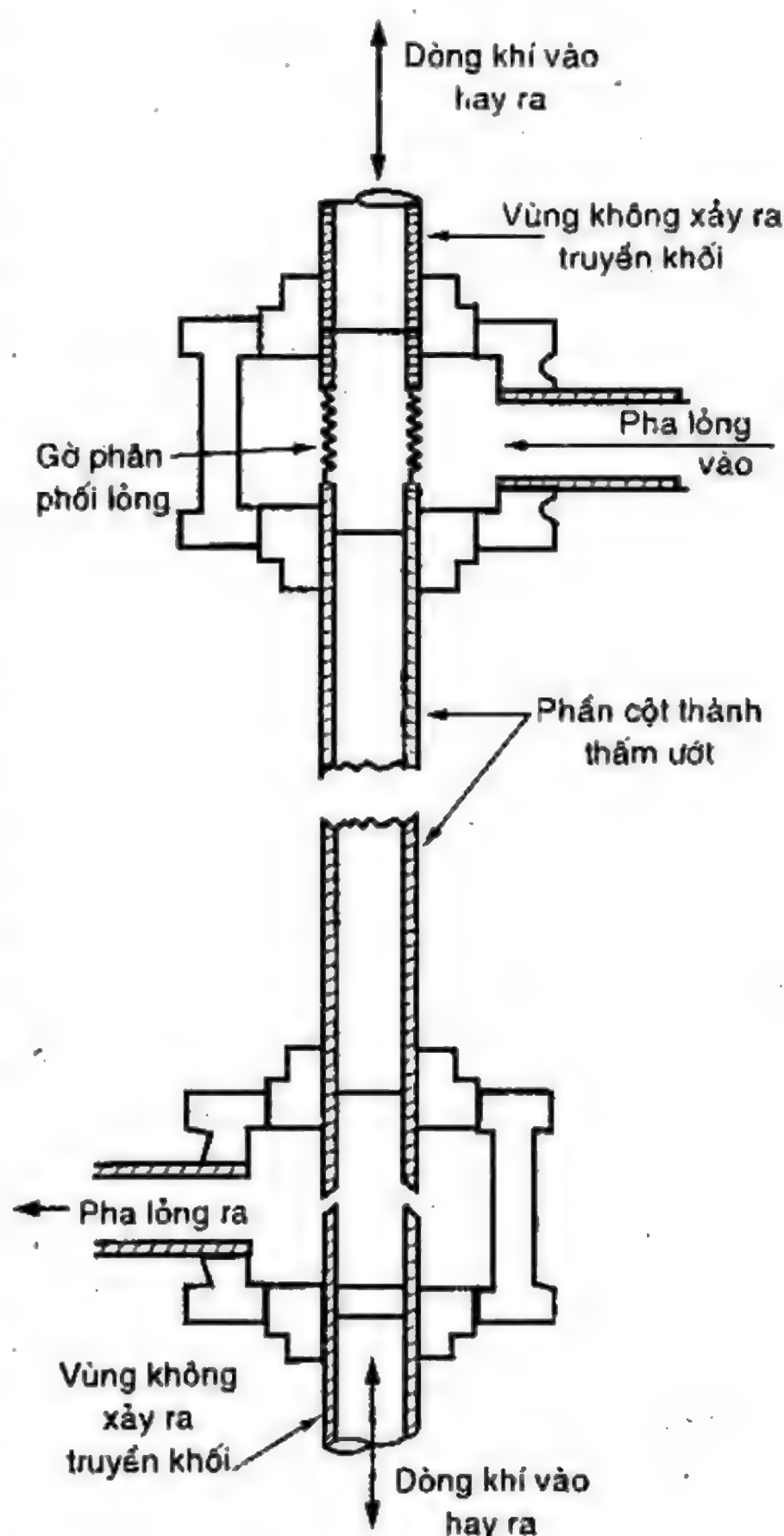
Phương trình (3.56) liên hệ truyền nhiệt và truyền khối đối lưu, nó cho phép xác định một hệ số truyền vận chưa biết thông qua những thông tin nhận được từ quá trình truyền vận khác. Biểu thức có giá trị cho các chất khí và chất lỏng trong khoảng $0,6 < Sc < 2500$ và $0,6 < Pr < 100$.

Trên đây ta chỉ xét đến hai tương tự Reynolds, và Chilton - Colburn, các tương tự khác có thể đọc thêm trong giáo trình "Lý thuyết Truyền vận".

3.3 XÁC ĐỊNH THỰC NGHIỆM HỆ SỐ TRUYỀN KHỐI

Do tính phức tạp của quá trình truyền khối xảy ra trong các thiết bị thực tế, nên hiếm có các phương trình cơ bản truyền khối trong các thiết bị này, nên các phương pháp thực nghiệm dựa trên phân tích thứ nguyên và các tương tự bán lý thuyết được dùng để thiết lập nên các phương trình tính toán. Phương pháp được thực hiện gồm các bước sau:

1- Hệ số truyền khối k được nghiên cứu trong các thiết bị thí nghiệm, trong đó xác định được diện tích bề mặt tiếp xúc pha và không xảy ra hiện tượng tách lớp - biên. Thiết bị tiêu biểu cho dạng này là cột thành ướt (H.3.6), nó cung cấp các thông tin giá trị về quá trình truyền khối ở trạng thái chảy rối. Cột thành ướt chủ yếu là một ống thẳng đứng với bộ phận trên đỉnh tạo cho chất lỏng



Hình 3.6: Cột thành ướt

chảy thành màng dọc theo mặt trong của ống từ thành trên xuống dưới do tác dụng của trọng lực. Nói chung, trong cột thành ướt hai pha khí, lỏng chuyển động song song và ngược chiều với diện tích bề mặt tiếp xúc pha xác định được và không có hiện tượng lôi cuốn hình dạng.

2- Quá trình truyền khối đến các chất lỏng chuyển động trong ống ở trạng thái chảy rối, được khảo sát bằng cách dùng các ống làm bằng vật liệu có độ hòa tan thấp và đo tốc độ hòa tan của chất rắn ứng với các lưu lượng lỏng khác nhau. Một kỹ thuật khác là tạo tường ống thành một điện cực, và thực hiện phản ứng khử điện hóa trong điều kiện dòng điện bị giới hạn bởi tốc độ truyền khối của ion tác chất đến tường.

3- Truyền khối mặt ngoài, chẳng hạn khuếch tán tới các hạt hay mặt ngoài ống, khác với truyền khối bên trong như ở trên vì có dòng chảy lớp - biên trên một phần bề mặt và thường có hiện tượng tách lớp - biên. Hệ số truyền khối trong trường hợp này có thể được xác định bằng cách nghiên cứu quá trình bốc hơi chất lỏng từ chất rắn xốp ẩm. Tuy nhiên, không dễ dàng khẳng định là không có ảnh hưởng của trở lực truyền khối bên trong. Có thể giảm thiểu ảnh hưởng trên nếu chất rắn được làm bằng vật liệu hơi hòa tan trong chất lỏng hoặc thăng hoa nếu dùng pha khí. Phương pháp này cũng cho phép đo hệ số truyền khối cục bộ tại những điểm khác nhau trên hạt hoặc hình trụ rắn.

4- Cuối cùng, các thí nghiệm được thực hiện trên các thiết bị thí nghiệm thực tế, chẳng hạn như tháp chêm, tháp mâm xuyên lỗ, tháp mâm chóp, trong đó diện tích tiếp xúc pha thay đổi theo điều kiện vận hành. Tốc độ truyền khối được biến đổi ra thành hệ số truyền khối thể tích $k.a$, với a là diện tích truyền vận cho một đơn vị thể tích thiết bị. Đôi khi a được xác định bằng ảnh chụp để có thể xác định riêng biệt các biểu thức tính a và k . Trong hầu hết các trường hợp đều có hai pha, nhưng trở lực trong một pha thường được làm cho không đáng kể để có thể xác định được $k.a$ cho pha kia. Ví dụ, hệ số truyền khối cho lớp phim khí trong cột chêm được xác định bằng cách cho bốc hơi chất lỏng tinh khiết vào dòng khí chuyển động và không có trở lực khuếch tán trong pha lỏng. Tương tự hấp thu khí nguyên chất vào nước sẽ khử được trở lực trong lớp phim khí giúp cho việc xác định hệ số truyền khối trong lớp phim lỏng.

Phân tích thứ nguyên được dùng để qui hoạch thí nghiệm và biểu diễn kết quả dưới dạng các nhóm số và phương trình vô thứ nguyên. Các tương tự giữa ma sát của dòng chảy, truyền nhiệt và truyền khối cũng là những hướng dẫn hữu ích cho thực nghiệm.

3.4 HỆ SỐ TRUYỀN KHỐI QUA CÁC DIỆN TÍCH BỀ MẶT TIẾP XÚC PHA XÁC ĐỊNH

Trong phần này các biểu thức được trình bày cho các quá trình truyền khối giữa các lưu chất hay giữa lưu chất và chất rắn trong đó xác định được diện tích bề mặt tiếp xúc pha A.

Bảng 3.2: Các chuẩn số vô thứ nguyên tương ứng giữa truyền khối và truyền nhiệt

Truyền khối	Truyền nhiệt
1. Reynolds: $Re = \frac{vD\rho}{\mu}$	Reynolds: $Re = \frac{vD\rho}{\mu}$
2. Schmidt: $Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{\nu}{D_{AB}}$	Prandtl: $Pr = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{\nu}{\alpha}$
3. Sherwood: $Sh = \frac{k'_c D}{D_{AB}} = \frac{k_G P_{BM} RTD}{P_i D_{AB}}$ $= \frac{k_C P_{BM} D}{P_i D_{AB}} = \frac{k'_y RTD}{P_i D_{AB}} = \dots$	Nusselt: $Nu = \frac{hD}{k}$
4. Grashof: $Gr = \frac{gD^2 \Delta \rho (\frac{\rho}{\mu})^2}{\rho}$	Grashof: $Gr = gD^2 \beta \Delta T (\frac{\rho}{\mu})$
5. Peclet: $Pe = Re.Sc = \frac{D.v}{D_{AB}}$	Peclet: $Pe = Re.Pr = \frac{C_p D v \rho}{k} = \frac{D.v}{\alpha}$

Ký hiệu:

C_p	: nhiệt dung riêng, $kJ/kg.^{\circ}C$	P_i	: áp suất tổng, atm
D	: kích thước hình học đặc trưng, m	ν	: vận tốc, m/s
D_{AB}	: hệ số khuếch tán, cm^2/s hay m^2/s	α	: hệ số khuếch tán nhiệt $k/C_p \rho$, m^2/s
g	: gia tốc trọng trường, m/s^2	β	: hệ số giãn nở thể tích $= 1/T$, $^{\circ}C^{-1}$
h	: hệ số cấp nhiệt, $W/m^2.^{\circ}C$	μ	: độ nhớt, $kg/m.s$
k	: hệ số dẫn nhiệt, $W/m.^{\circ}C$	ν	: độ nhớt động học $= \mu/\rho$, m^2/s
$k_c, k_G, k_y \dots$: hệ số truyền khối, $mol/h.m^2$ (đơn vị động lực)	ρ	: khối lượng riêng, kg/m^3
μ	: áp suất riêng phần, atm		

3.4.1 Dòng chảy trong ống

Tương tự như quá trình cấp nhiệt cho dòng chảy trong ống, phương trình chuẩn số để tính hệ số truyền khối cho dòng chảy trong ống là:

$$Sh = 0,023 Re^{0.8} Sc^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (3.57)$$

Đây là phương trình đơn giản nhất mà kết quả thực nghiệm tương đối phù hợp tốt trên một khoảng giá trị rộng của số Sc và Re. Trong đó μ_w là độ nhớt của lưu chất tại tường. Một dạng khác của (3.57) nhận được bằng cách chia (3.57) cho $Re \cdot Sc$ để được thừa số j_D giống với j_H . Nhóm số $(\mu/\mu_w)^{0.14}$ thường gần bằng 1,0 cho truyền khối nên có thể bỏ qua:

$$j_D = j_H = \frac{f}{2} = 0,023 Re^{-0.2} \quad (3.58)$$

Tương tự được biểu diễn theo phương trình trên là dạng tổng quát cho truyền nhiệt và truyền khối trong cùng thiết bị.

Một biểu thức tương đối chính xác hơn cho dòng chảy trong ống được thiết lập cho các khoảng số Schmidt khác nhau. Số liệu cho quá trình bốc hơi một số chất lỏng trong cột thành ướt (H.3.6) được xác định với số mũ hơi cao hơn cho số Reynolds và số Schmidt:

$$Sh = 0,023 Re^{0.81} Sc^{0.44} \quad (3.59)$$

Số Schmidt thay đổi từ 0,6 ÷ 2,50 và trên khoảng giá trị hẹp này sự khác biệt của số mũ của (3.57) và (3.59) không ảnh hưởng nhiều lên giá trị hệ số truyền khối. Sự khác biệt trong số mũ có ý nghĩa là do truyền khối đến bề mặt lỏng có thể có gợn sóng và truyền khối đến bề mặt rắn phẳng.

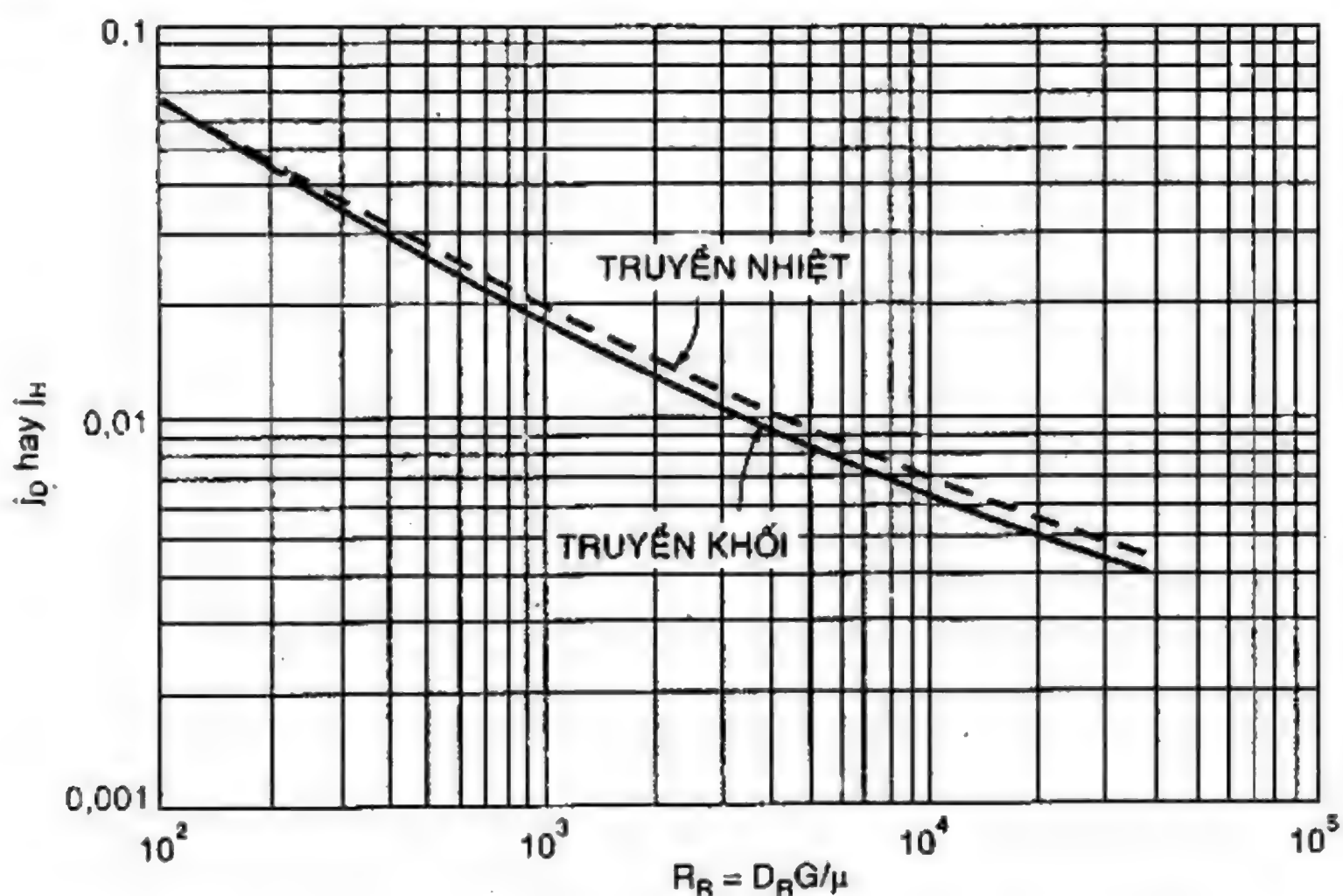
Biểu thức cho quá trình truyền khối ở số Schmidt cao (từ 430 đến 10.000) được xác định bằng cách đo tốc độ hòa tan của các ống acid benzoic vào nước và các chất lỏng nhớt (Harriott, P và R.M. Hamilton, 1965):

$$Sh = 0,0096 Re^{0.913} Sc^{0.346} \quad (3.60)$$

Sự khác biệt giữa số mũ của chuẩn số Schmidt và giá trị $1/3$ là không đáng kể, nhưng số mũ của số Reynolds lớn hơn $0,80$ nhiều. Các nghiên cứu khác về truyền nhiệt với số Prandtl lớn cũng cho kết quả tương tự.

3.4.2 Dòng chảy thẳng góc với hình trụ

Biểu thức j_D theo Re cho dòng không khí chuyển động thẳng góc với ống hình trụ đơn được trình bày trên hình 3.7. Giản đồ cho thấy sự trùng hợp giữa truyền nhiệt và truyền khối chứng tỏ là có sự tương tự tốt giữa truyền nhiệt và truyền khối cho cả dòng chảy bên ngoài lẫn dòng chảy bên trong ống.



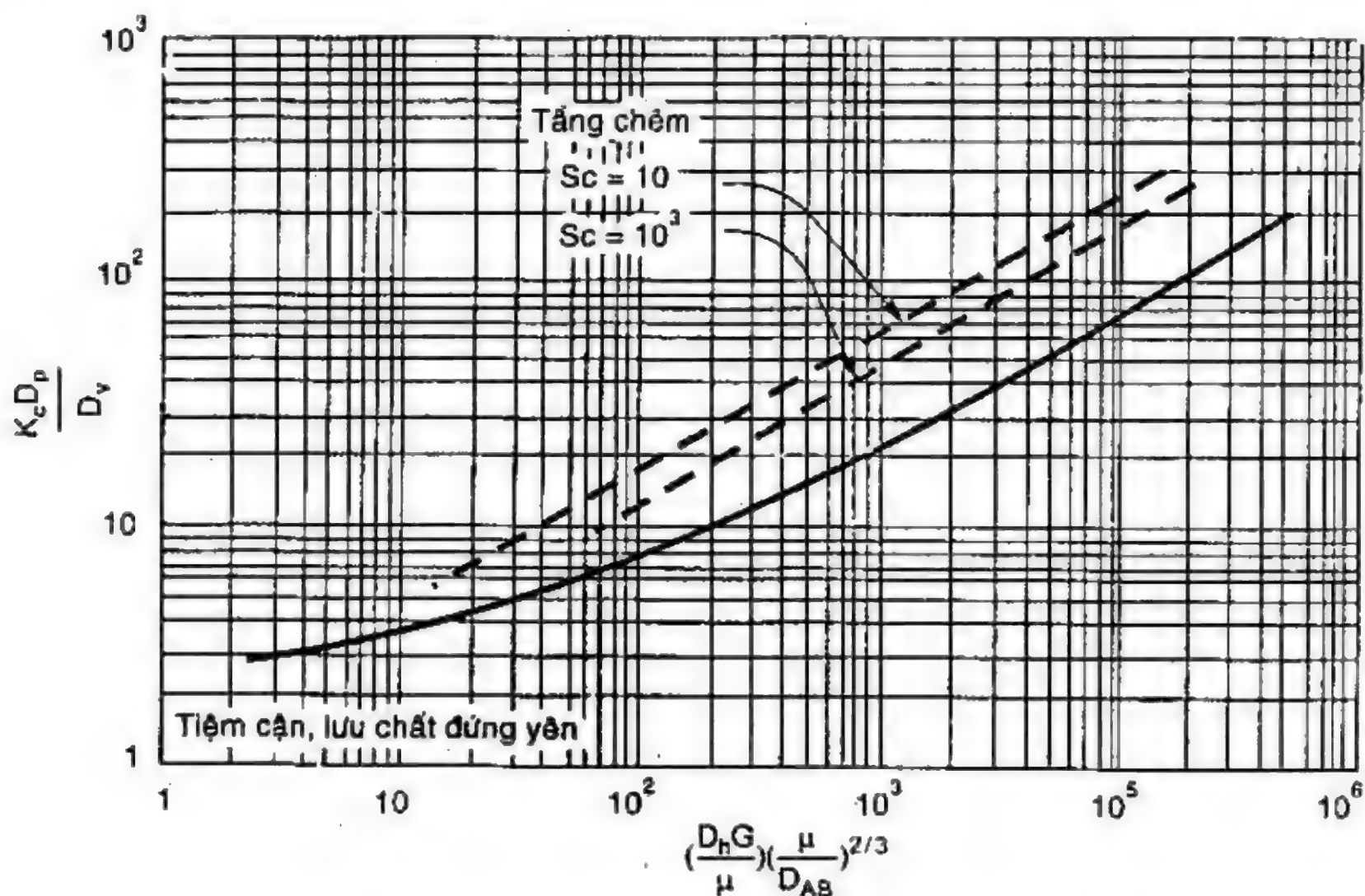
Hình 3.7: Truyền nhiệt và truyền khối cho dòng chảy qua hình trụ đơn

3.4.3 Dòng chảy qua hạt đơn hình cầu

Với quá trình truyền khối cho hạt đơn hình cầu có đường kính D_h , số Sherwood tiến đến giá trị giới hạn dưới bằng $2,0$ khi số Reynolds tiến đến không. Phương trình đơn giản tương đối chính xác cho số Reynolds đến 1.000 là dạng hiệu chỉnh của phương trình Frossling (1979):

$$Sh = 2,0(1 + 0,276Re^{1/2} \cdot Sc^{1/3}) \quad (3.61)$$

Trên hình 3.8 cho thấy khi số Reynolds tăng dần, độ dốc cũng tăng theo số mũ 1/2 của số Reynolds phù hợp với thuyết lớp - biên áp dụng vào phần trước của hạt cầu ở đó phần lớn quá trình truyền khối xảy ra ở số Reynolds trung bình. Ở số Reynolds lớn truyền khối xảy ra trong vùng chảy rối trở nên quan trọng và ảnh hưởng của lưu lượng tăng lên.



Hình 3.8: Truyền nhiệt và truyền khối, dòng chảy qua hạt đơn hình cầu (đường liền nét) và tháp chêm (đường nét đứt)

Biểu thức của hình 3.8 cho các giá trị khá thấp khi số Reynolds thấp và số Peclet cao. Trong trường hợp này phương trình chuẩn số là:

$$Sh = (4,0 + 1,21 Pe^{2/3})^{1/2} \quad (3.62)$$

Giá trị giới hạn của số Sherwood bằng 2,0 tương ứng với bề dày hiệu dụng của lớp phim là $D_h/2$ nếu diện tích bề mặt truyền khối được lấy bằng diện tích mặt ngoài của hình cầu. Trong trường hợp này gradient nồng độ thực sự kéo dài ra vô cực và diện tích truyền khối cũng tăng theo khoảng cách từ bề mặt và như vậy bề dày hiệu dụng của lớp phim nhỏ hơn nhiều giá trị được ước tính từ dạng của profile nồng độ.

3.4.4 Truyền khối trong tháp chêm

Có rất nhiều nghiên cứu về truyền khối và truyền nhiệt từ pha khí hoặc pha lỏng đến các hạt trong tháp chêm. Các hệ số truyền vận tăng theo khoảng căn bậc hai vận tốc khối lượng và lũy thừa $2/3$ hệ số khuếch tán, nhưng các biểu thức được trình bày khác nhau đáng kể, ngược lại với trường hợp các kết quả gần giống nhau của hạt cầu đơn. Một phương trình phù hợp tương đối với các số liệu thực nghiệm là:

$$j_D = \frac{k_c}{v_o} Sc^{2/3} = 1,17 \left(\frac{D_h G}{\mu} \right)^{-0,415} \quad (3.63)$$

Tương đương với phương trình:

$$Sh = 1,17 Re^{0,585} Sc^{1/3} \quad (3.64)$$

Các phương trình (3.63) và (3.64) được sử dụng cho các hạt hình cầu hoặc các hạt rắn gần hình cầu tạo nên tầng hạt có độ rỗng từ 40 đến 45%. Với tầng hạt hình trụ các phương trình này có thể sử dụng được với kích thước hình học đặc trưng bằng đường kính của hình trụ. Với các tầng hạt có độ rỗng cao hơn hoặc các hạt rỗng hay vòng phải sử dụng các phương trình của Gupta, A.S và G.Thodos (1962).

Để so sánh truyền khối trong tháp chêm với truyền khối cho hạt cầu đơn, vẽ số Sherwood tính được theo (3.64) lên hình 3.8 cùng với các biểu thức cho hạt đơn hình cầu. Các hệ số cho tháp chêm lớn hơn 2 đến 3 lần hệ số cho hình cầu ở cùng số Reynolds. Hầu hết sự khác biệt này là do vận tốc khối lượng thực tế trong tháp chêm lớn hơn. Số Reynolds được tính với vận tốc biểu kiến, nhưng vận tốc khối lượng trung bình là G/ϵ , với ϵ là độ rỗng của tầng và vận tốc cục bộ tại một vị trí trong tầng lại càng cao hơn. Để ý rằng các đường nét đứt trên hình 3.8 không kéo dài đến các giá trị thấp của Re vì các hệ số truyền khối trong tháp chêm không thể thấp hơn hệ số truyền khối cho các hạt cầu đơn.

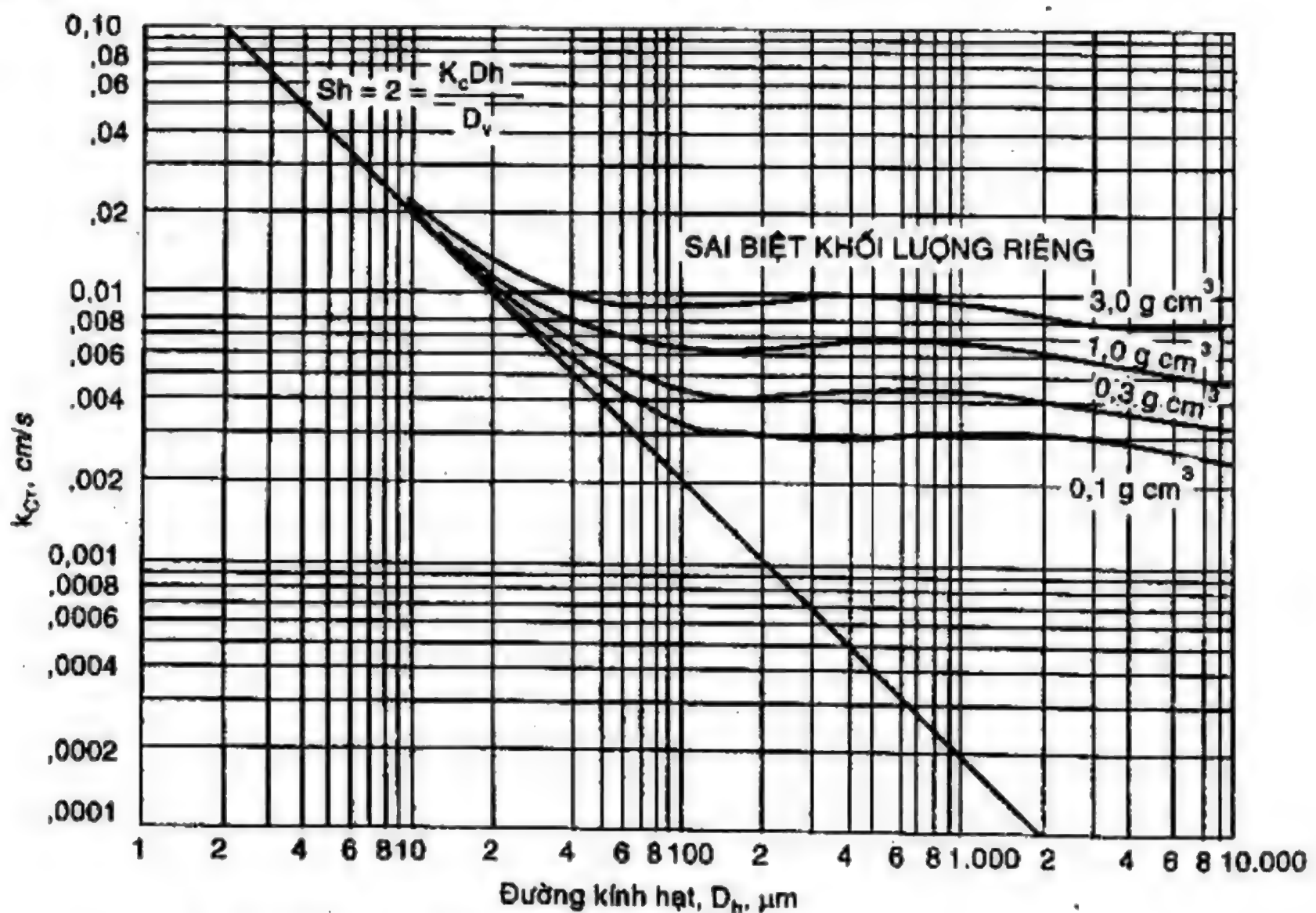
3.4.5 Truyền khối đến các hạt lơ lửng

Khi các hạt rắn lơ lửng trong chất lỏng được khuấy trộn, giá trị ước tính tối thiểu của hệ số truyền khối có được bằng cách dùng vận tốc cân bằng của hạt trong chất lỏng đứng yên để tính số Re trong (3.61). Ảnh hưởng của đường kính hạt và sai biệt khối lượng riêng

trên hệ số truyền khối tối thiểu k_{CT} được trình bày trên hình 3.9. Hệ số truyền khối không thay đổi nhiều theo đường kính hạt vì tăng vận tốc cân bằng và số Reynolds làm cho số Sherwood gần như tỉ lệ với đường kính hạt.

Giá trị thực tế của hệ số truyền khối thường lớn hơn k_{CT} vì gia tốc và giảm tốc thường xuyên nên làm tăng vận tốc trượt trung bình. Tuy nhiên tỉ số k_c/k_{CT} thay đổi trong khoảng từ 1,5 đến 8 cho một khoảng rộng đường kính hạt và điều kiện khuấy.

3.4.6 Truyền khối đến các giọt và bọt



Hình 3.9: Hệ số truyền khối của các hạt rơi trong nước

Khi các giọt nhỏ chất lỏng rơi qua dòng khí, sức căng bề mặt có khuynh hướng làm cho các giọt gần như hình cầu và các hệ số truyền khối đến bề mặt giọt được lấy bằng hệ số truyền khối cho các hạt cầu rắn. Tuy nhiên, ứng suất cắt do lưu chất chuyển động qua bề mặt giọt làm cho giọt có chuyển động hình xuyên nên giảm trở lực truyền khối cả bên trong và bên ngoài giọt. Mức độ biến đổi phụ thuộc vào tỉ lệ của các độ nhớt của lưu chất bên trong và bên ngoài với có hoặc không có sự hiện diện của các chất dạng hoạt động bề mặt mà nó có khuynh hướng tập trung tại bề mặt.

Với giọt có độ nhớt thấp rơi qua chất lỏng nhớt không có chất hoạt động bề mặt sẽ không hiện diện lớp biên vận tốc trong lưu chất ngoài. Các phân tử lưu chất tiếp xúc với giọt trong thời gian ngắn. Như vậy, thời gian tiếp xúc hiệu dụng là thời gian để giọt rơi một khoảng cách bằng với đường kính của nó, và áp dụng thuyết thẩm thấu ta được phương trình:

$$\bar{k}_c = 2 \sqrt{\frac{D_{AB} v_o}{\pi D_h}} \quad (3.65)$$

Nhân hai vế với D_h/D_{AB} cho:

$$Sh = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \left(\frac{D_h u_o \rho}{\mu} \cdot \frac{\mu}{\rho D_{AB}} \right)^{1/2} \quad (3.66)$$

So sánh (3.66) với (3.61) cho hạt cầu cho thấy do có sự chuyển động vòng tròn bên trong nên có thể tăng k_c bằng hệ số khoảng $1,8 Sc^{1/6}$ hay khoảng 5,7 khi $Sc = 10^3$.

Thực nghiệm cho thấy hệ số truyền khối phù hợp với phương trình (3.65) cho trường hợp các giọt rơi tự do, nhưng trong nhiều trường hợp do giọt có độ nhớt cao hoặc có chất không tinh khiết trong giọt làm giảm chuyển động trong giọt dẫn đến giá trị của hệ số truyền khối của giọt chỉ hơi lớn hơn của hạt cầu. Do đó, khó tiên đoán k_c trong ứng dụng thực tế, và nói chung tính toán truyền khối dựa trên các hệ số truyền khối thể tích $k_c a$ được ước tính từ phòng thí nghiệm hoặc sản xuất thử.

Tương tự như vậy cho trường hợp truyền khối giữa bột khí nổi lên qua chất lỏng. Các bột có đường kính 1 mm hoặc nhỏ hơn tác dụng như hạt cầu trong khi các bột đường kính 2 mm hoặc lớn hơn có chuyển động tuần hoàn tự do. Các bột lớn vài mm có hình dạng dẹt xuống và dao động khi nổi lên làm việc tiên đoán hệ số truyền khối trở nên khó khăn hơn. Tương tự như truyền khối tới giọt lỏng, các phương trình thiết kế cho các hệ thống sủi bọt phải dựa trên hệ số truyền khối thể tích.

Với các giọt và bọt trở lực truyền khối trong cả hai pha có thể đáng kể. Khuếch tán bên trong giọt đứng yên (không chuyển động tuần hoàn) là một quá trình không ổn định nhưng để tiện lợi ta sử dụng hệ số truyền khối hiệu dụng bên trong:

$$k_{ci} = \frac{10D_{AB}}{D_h} \quad (3.67)$$

với: k_{ci} - hệ số truyền khối hiệu dụng bên trong

D_{AB} - hệ số khuếch tán bên trong giọt; D_h - đường kính giọt.

BÀI TẬP

3.1. Tìm hệ số truyền khối của pha khí trong trường hợp sau:

Một dòng khí loãng SO_2 trong không khí thổi trong một ống tròn hình trụ có bề mặt trong của ống được thấm ướt bởi một lớp màng nước (cột thành ướt) với các dữ kiện sau: đường kính ống 25 mm, nhiệt độ 20°C , vận tốc dòng khí 2,18 m/s, độ nhớt của dòng khí là 0,0178 cP, khối lượng riêng của dòng khí $1,22 \text{ kg/m}^3$, hệ số khuếch tán của SO_2 trong không khí $0,122 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$.

3.2. Hệ số truyền khối cho dòng chảy thẳng góc với ống trụ cho bởi phương trình chuẩn số sau:

$$Sh = 0,43 + 0,532 Re^{0,5} Sc^{0,31} \text{ với } 1 < Re < 4000$$

Chuẩn số Sh và Re được tính theo đường kính ống và các tính chất của lưu chất được tính ở nhiệt độ trung bình của dòng lưu chất và ống trụ. Ước tính tốc độ thăng hoa của ống hình trụ bằng UF_6 có đường kính 6mm đặt thẳng góc với dòng khí chuyển động có vận tốc 3m/s. Nhiệt độ tại bề mặt chất rắn là 43°C và áp suất hơi của UF_6 tại nhiệt độ này là 400 mmHg. Các tính chất vật lý của dòng khí là khối lượng riêng $4,1 \text{ kg/m}^3$, độ nhớt 0,027 cP, hệ số khuếch tán là $0,09 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$.

3.3. Không khí ở 38°C và 2 atm được cho qua tầng hạt naphtalen hình cầu có đường kính 12,5 mm với vận tốc 2 m/s dựa trên tiết diện trống của tầng. Áp suất hơi của naphtalen là 117 mmHg. Tầng có độ rỗng là 0,4. Tính suất lượng bay hơi của naphtalen qua 1 m^3 tầng hạt.

3.4. Powell cho bốc hơi nước từ bề mặt ngoài của ống hình trụ vào dòng khí thổi song song với trục ống. Nhiệt độ không khí là 25°C , áp suất 1 atm. Kết quả cho bởi biểu thức sau:

$$\frac{wl}{P_m - p_k} = 3,17 \times 10^{-8} (vl)^{0.8}$$

với: w - lượng nước bốc hơi, $g/s\ cm^2$

p_k - áp suất riêng phần của hơi nước trong dòng khí, $mmHg$

P_m - áp suất hơi nước bão hòa tại nhiệt độ bề mặt, $mmHg$

v - vận tốc của dòng khí, cm/s ; l - chiều dài của hình trụ, cm

a) Biến đổi biểu thức trên thành dạng:

$$J_D = \frac{Sh_{tb}}{ReSc^{1/3}} = \varphi(Re_l)$$

với (Re_l) là số Reynolds dựa trên chiều dài hình trụ.

b) Tính tốc độ thăng hoa từ ống hình trụ bằng naphtalen có đường kính 75 mm, dài 600 mm vào dòng khí CO_2 nguyên chất chuyển động với vận tốc 6 m/s, 1 atm, 100°C. Áp suất hơi của naphtalen tại nhiệt độ bề mặt là 10 mmHg và hệ số khuếch tán là $0,0515\ cm^2/s$ ở 0°C, 1 atm. Biểu diễn theo đơn vị gram naphtalen bốc hơi/h.

3.5. Nước được cho chảy xuống thành lớp màng ở mặt trong cột thành ướt trong khi dòng khí được thổi lên bên trong ống. Đường kính của cột là 25 mm, suất lượng dòng khí là $2500\ kg/h.m^2$ tiết diện cột. Giả sử nhiệt độ trung bình của dòng khí trong cột không đổi và bằng 37°C, của nước là 21°C và hệ số truyền khối giả sử là không đổi. Áp suất trong cột bằng 1 atm. Tính áp suất riêng phần của hơi nước trong dòng khí ra khỏi cột nếu tháp cao 0,9 m.

3.6. Ước tính hệ số truyền khối lớp phim lỏng cho O_2 khuếch tán từ bọt khí nổi lên qua nước ở 20°C. Chọn kích thước bọt là 4,0 mm; giả sử bọt hình cầu và có chuyển động tuần hoàn nhanh của khí trong bọt. Bỏ qua sự biến đổi kích thước bọt khi nổi lên, tính tỉ lệ O_2 đã được hấp thu từ không khí nếu nước không chứa O_2 hòa tan.

3.7. Các hạt cầu nhỏ acid benzoic được hòa tan vào nước trong một bình khuấy. Nếu số Sherwood xem như không đổi bằng 4,0; chứng minh thời gian hòa tan hoàn toàn phụ thuộc vào kích thước ban đầu của hạt. Xác định thời gian để hòa tan hoàn toàn các hạt $100\ \mu m$ trong nước tinh khiết ở 25°C.

3.8. Winding và Cheney (1948) đã cho một dòng không khí thổi qua một hàng ống làm bằng naphtalen. Các thanh được xếp xen kẽ, dòng

khí thổi thẳng góc với trục của thanh. Hệ số truyền khối được xác định bằng cách đo tốc độ thăng hoa của naphtalen. Với hình dạng, kích thước và khoảng cách giữa các thanh naphtalen cụ thể, dòng khí ở 1 atm, 38°C, hệ số truyền khối được xác định bằng hệ thức thực nghiệm sau:

$$k_G = 0,01335G^{0,56}$$

với: G' - suất lượng biểu kiến của dòng khí, $kg/h.m^2$

k_G - hệ số truyền khối, $kmol/h.m^2.(atm)$.

Ước tính hệ số truyền khối cho quá trình bốc hơi nước vào dòng khí hydrogen khi có cùng sắp xếp hình học như trên khi dòng khí hydrogen có vận tốc biểu kiến là 15 m/s, 38°C, áp suất 2 atm. Hệ số khuếch tán của naphtalen - không khí ở 1 atm, 38°C là $D_{AB} = 0,025 m^2/h$, của nước - hydrogen ở 0°C, 1 atm là $D_{AB} = 0,268 m^2/h$

3.9. Baker và Treybal (1960) đã đưa ra phương trình chuẩn số để tính hệ số truyền khối trong trường hợp hòa tan các tinh thể ngậm nước của chất rắn vào dung môi là nước trong bình khuấy trộn như sau:

$$\frac{k_{L.tb} \cdot T}{D_{AB}} = 0,052 Re_s^{0,833} \cdot Sc^{0,5}$$

với: T - đường kính bình khuấy, m ; Re_s - số Reynolds cho bình khuấy

Một bình có đường kính 0,9 m, cao 1,2 m chứa 570 kg nước và được khuấy bằng cách khuấy có đường kính 0,2 m với số Reynolds là $Re_s = 100.000$. Tại một thời điểm, người ta cho vào bình 113 kg tinh thể $CuSO_4 \cdot 5H_2O$ có dạng đồng nhất, đường kính 12,5 mm

a) Ước tính tốc độ hòa tan lúc ban đầu, kg/h

b) Ước tính thời gian cần thiết để (1) hòa tan 5 kg tinh thể và (2) hòa tan hoàn toàn tinh thể.

Giả thiết và số liệu: Nhiệt độ không đổi ở 20°C. Với $CuSO_4$ trong nước có $D_{AB} = 0,73 \times 10^{-5} cm^2/s$. Khối lượng riêng của tinh thể ngậm nước là $2310 kg/m^3$. Độ nhớt của dung dịch là 1 cP, khối lượng riêng là $1.000 kg/m^3$. Tinh thể có dạng hình cầu và giữ nguyên dạng khi hòa tan. Độ hòa tan ở 20°C của $CuSO_4$ trong nước là 0,0229 phân mol $CuSO_4$.

TRUYỀN KHỐI GIỮA HAI PHA

Trong Chương 2, 3 ta đã xét qua quá trình khuếch tán trong một pha. Tuy nhiên, trong hầu hết các quá trình truyền khối hai pha không hòa tan được cho tiếp xúc với nhau để thực hiện quá trình truyền vật chất giữa hai pha. Tốc độ khuếch tán trong mỗi pha tùy thuộc vào gradient nồng độ dung chất trong pha đó, đồng thời gradient nồng độ của hệ cho biết chiều của quá trình là từ pha nào sang pha nào để đạt cân bằng cho hệ. Khi hệ đạt cân bằng thì gradient nồng độ và tốc độ truyền khối sẽ bằng không. Do đó cần phải xét cả hai hiện tượng khuếch tán và cân bằng để mô tả các trường hợp khác nhau một cách đầy đủ.

4.1 CÂN BẰNG PHA

4.1.1 Khái niệm về cân bằng pha

Đầu tiên ta xét một trường hợp cụ thể sau đó sẽ khái quát hóa cho những trường hợp khác. Ví dụ, xét quá trình hấp thu amoniac từ hỗn hợp amoniac - không khí vào trong nước. Giả sử rằng có một lượng nước cố định được đặt trong bình kín tiếp xúc với hỗn hợp khí amoniac - không khí, hệ được duy trì ở nhiệt độ và áp suất không đổi. Vì amoniac hòa tan nhiều trong nước nên một số phân tử amoniac sẽ truyền từ pha khí vào pha lỏng xuyên qua bề mặt ngăn cách giữa hai pha. Một phần phân tử amoniac trong pha lỏng sẽ đi trở ngược ra pha khí với tốc độ tỉ lệ với nồng độ của nó trong pha lỏng. Càng có nhiều phân tử amoniac vào pha lỏng thì nồng độ amoniac trong pha lỏng càng tăng và tốc độ amoniac trở ra pha khí cũng tăng theo. Cuối cùng tốc độ amoniac đi vào pha lỏng bằng với tốc độ amoniac trở ra pha khí. Cùng lúc đó, bằng cơ chế khuếch tán

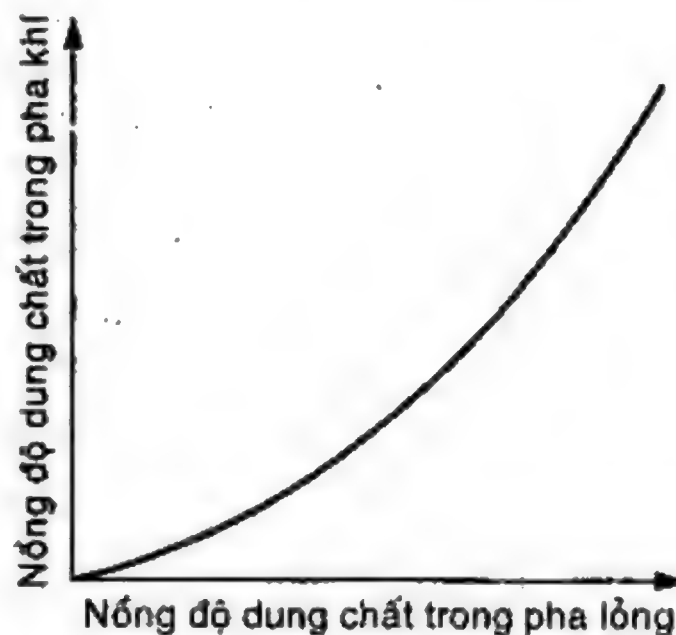
trong mỗi pha, nồng độ amoniac trong mỗi pha trở nên đồng nhất. Cân bằng động học của hệ được thiết lập cùng lúc các phân tử amoniac vẫn tiếp tục truyền vào và ra khỏi mỗi pha với tốc độ bằng nhau, tốc độ truyền khối chung bằng không. Nồng độ amoniac trong mỗi pha không còn thay đổi. Ta không thể thấy sự chuyển động qua lại của các phân tử amoniac do đó quá trình khuếch tán xem như đã dừng.

Nếu bây giờ ta thêm amoniac vào bình chứa thì một cặp giá trị nồng độ amoniac trong hai pha cân bằng mới sẽ được thiết lập với các giá trị nồng độ cao hơn cho mỗi pha. Bằng cách này cuối cùng ta sẽ nhận được mối quan hệ đầy đủ giữa nồng độ cân bằng của hai pha. Nếu gọi A biểu diễn cấu tử khuếch tán giữa hai pha (amoniac), x_A và

y_A lần lượt là nồng độ của A trong pha lỏng và pha khí ở trạng thái cân bằng và mối quan hệ giữa x_A và y_A được biểu diễn trên đồ thị bằng một đường cong gọi là đường cân bằng (H.4.1). Đường cân bằng không phụ thuộc vào lượng khí và lượng nước có trong hệ lúc ban đầu mà nó chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ và áp suất tác động lên hệ.

Điều ghi nhớ là tại cân bằng, nồng độ của dung chất trong hai pha là không bằng nhau, hay đúng hơn là hóa thế của dung chất trong hai pha là bằng nhau.

Tổng quát, bất cứ khi nào có một chất phân bố giữa hai pha thì sẽ có một mối quan hệ cân bằng động học được thiết lập. Đơn vị biểu diễn nồng độ của dung chất trong hai pha có thể khác với đơn vị phần mol. Trong mỗi quá trình tiếp xúc pha sẽ có mối quan hệ cân bằng đặc thù cho quá trình đó, và mối quan hệ cân bằng sẽ riêng cho một hệ chất ở điều kiện áp suất, nhiệt độ nhất định. Điều này sẽ được khảo sát trong các chương về quá trình. Tuy nhiên các mối quan hệ cân bằng này đều có chung những nguyên tắc sau:



Hình 4.1: Đường cân bằng của nồng độ dung chất trong pha khí, pha lỏng ở nhiệt độ và áp suất không đổi

1- Tại mỗi điều kiện nhiệt độ và áp suất xác định, tồn tại một mối quan hệ cân bằng giữa nồng độ của dung chất trong hai pha và được biểu diễn bởi đường cân bằng.

2- Khi hệ đạt cân bằng thì không có sự khuếch tán tổng cộng giữa hai pha.

3- Khi hệ chưa đạt cân bằng, quá trình khuếch tán của dung chất giữa hai pha sẽ như thế nào để đưa hệ đến điều kiện cân bằng. Nếu đủ thời gian tiếp xúc giữa hai pha, nồng độ cân bằng giữa hai pha cuối cùng sẽ đạt được.

Giới hạn của quá trình truyền khối khi hai pha đạt đến cân bằng và quá trình truyền khối tổng quát ngừng lại. Với các quá trình thực tế vì cần đạt đến một năng suất hợp lý nên cần tránh để quá trình đạt đến cân bằng. Tốc độ truyền khối tại một điểm bất kỳ tỉ lệ với động lực là sai biệt giữa nồng độ tại điểm đó với nồng độ cân bằng. Do đó để xác định động lực, bước quan trọng cơ bản trong tính toán quá trình là xác định cân bằng giữa hai pha. Có một số loại cân bằng pha quan trọng trong truyền khối, trong tất cả trường hợp này đều liên hệ đến hai pha ngoại trừ hai pha khí và hai pha rắn (chương 1). Trong các pha, các yếu tố kiểm soát cân bằng pha là nhiệt độ, áp suất, và nồng độ. Số liệu cân bằng pha cho mỗi quá trình truyền khối thường được trình bày dưới dạng bảng, phương trình hay giản đồ.

4.1.2 Phân loại cân bằng pha

Để phân loại cân bằng và thiết lập số biến số độc lập hay bậc tự do cho một quá trình cụ thể, qui tắc pha được phát biểu như sau:

$$F = C - P + 2$$

trong đó: F - số bậc tự do; C - số cấu tử; P - số pha.

Trong các quá trình truyền khối thường chỉ có hai pha nên $P = 2$ và $F = C$ tức là số bậc tự do bằng số biến số độc lập liên hệ - nhiệt độ, áp suất, và nồng độ - phải được cố định để xác định trạng thái cân bằng của hệ. Nếu số biến số được cố định ít hơn F thì có vô số trạng thái thỏa điều kiện cho trước. Nếu trong hệ có hai pha và hai cấu tử thì $F = 2$, vậy nếu cố định áp suất thì chỉ có một biến số - ví dụ nồng độ pha lỏng - có thể biến đổi độc lập; nhiệt độ và thành phần pha khí phải thay đổi theo (nếu có hai pha lỏng - khí). Với các

số liệu cân bằng cho hệ như vậy, số liệu được trình bày dưới dạng giản đồ nhiệt độ - thành phần tại áp suất không đổi hay vẽ thành phần pha khí theo thành phần pha lỏng. Nếu có hơn hai cấu tử thì không thể dùng chỉ một đường cong để biểu diễn mối quan hệ cân bằng.

Chứng cất: Giả sử có hai cấu tử, vậy $C = 2$; $P = 2$ và $F = 2$. Cả hai cấu tử đều hiện diện trong cả hai pha. Có bốn biến số: áp suất, nhiệt độ, nồng độ của cấu tử A trong pha lỏng và pha hơi (nồng độ cấu tử B bằng một trừ đi nồng độ cấu tử A). Nếu áp suất cố định thì chỉ một biến số, ví dụ nồng độ pha lỏng, có thể biến đổi độc lập, và nhiệt độ và nồng độ pha hơi phải phụ thuộc.

Hấp thu: Giả sử chỉ có một cấu tử trao đổi giữ hai pha. Có ba cấu tử nên $F = 3$. Bỏ qua độ hòa tan khá nhỏ của khí trơ vào pha lỏng và dung môi bốc hơi vào pha khí. Như vậy có bốn biến số: áp suất, nhiệt độ, thành phần của cấu tử A trong pha lỏng và pha khí. Nhiệt độ và áp suất có thể được cố định, nồng độ trong một pha được chọn làm biến số độc lập và nồng độ pha kia biến đổi theo như vậy sẽ được đường cân bằng liên hệ giữa hai nồng độ trong hai pha. Tất cả các điểm trên đường cong ở cùng một nhiệt độ và áp suất.

Hấp phụ: Như trong quá trình hấp thu, có ba cấu tử nhưng chỉ có một cấu tử trao đổi giữa hai pha nên $F = 3$. Cố định nhiệt độ và áp suất cũng như nồng độ của cấu tử A trong pha lỏng hay pha khí thì xác định được nồng độ của A trên chất hấp phụ bằng quan hệ cân bằng.

Trích chất lỏng: Số cấu tử tối thiểu là ba, do đó $F = 3$. Tất cả ba cấu tử đều có thể hiện diện trong cả hai pha. Các biến số là nhiệt độ, áp suất và bốn nồng độ. Nhiệt độ hoặc áp suất có thể giữ không đổi, và hai hay nhiều hơn nồng độ được chọn làm biến độc lập. Thường áp suất được giữ không đổi, nhiệt độ thay đổi chút ít. Mối quan hệ các biến số này được biểu diễn bằng các phương pháp đồ thị khác nhau (xem chương 8).

Trích chất rắn: Có hai trường hợp.

Trường hợp thứ nhất, dung môi có dư để hòa tan tất cả dung chất và tại cân bằng tất cả dung chất ở trong dung dịch. Ở đây có hai pha là pha rắn và dung dịch. Số cấu tử là 3 nên $F = 3$. Có ba biến số độc lập là nhiệt độ, áp suất và nồng độ dung chất trong pha lỏng.

Trường hợp thứ hai, dung môi không đủ để hòa tan hết dung chất trong pha rắn nên còn lại lượng thừa dung chất trong pha rắn cân bằng với pha lỏng. Vậy $P = 3$ nên $F = 2$. Các biến số là nhiệt độ, áp suất và nồng độ của dung dịch bão hòa. Nếu áp suất cố định, nồng độ phụ thuộc vào nhiệt độ. Mối quan hệ này là đường cong độ hòa tan thông thường.

Sảy: Trong quá trình sấy vật liệu ẩm, nước lỏng có hoặc không hiện diện. Nếu có nước lỏng sẽ có ba pha là hơi, chất rắn và lỏng và ba cấu tử. Vậy $F = 2$. Tại áp suất không đổi tồn tại quan hệ duy nhất giữa nhiệt độ và nồng độ nước trong pha hơi.

Nước trong vật liệu hút nước có mối liên kết với chất rắn nên không có nước tự do hiện diện. Vậy có hai pha và ba cấu tử nên $F = 3$ các biến số là nhiệt độ, áp suất và các nồng độ của nước trong pha rắn và pha hơi. Nếu nhiệt độ và áp suất cố định thì mối quan hệ giữa hai nồng độ này được vẽ thành đường cân bằng.

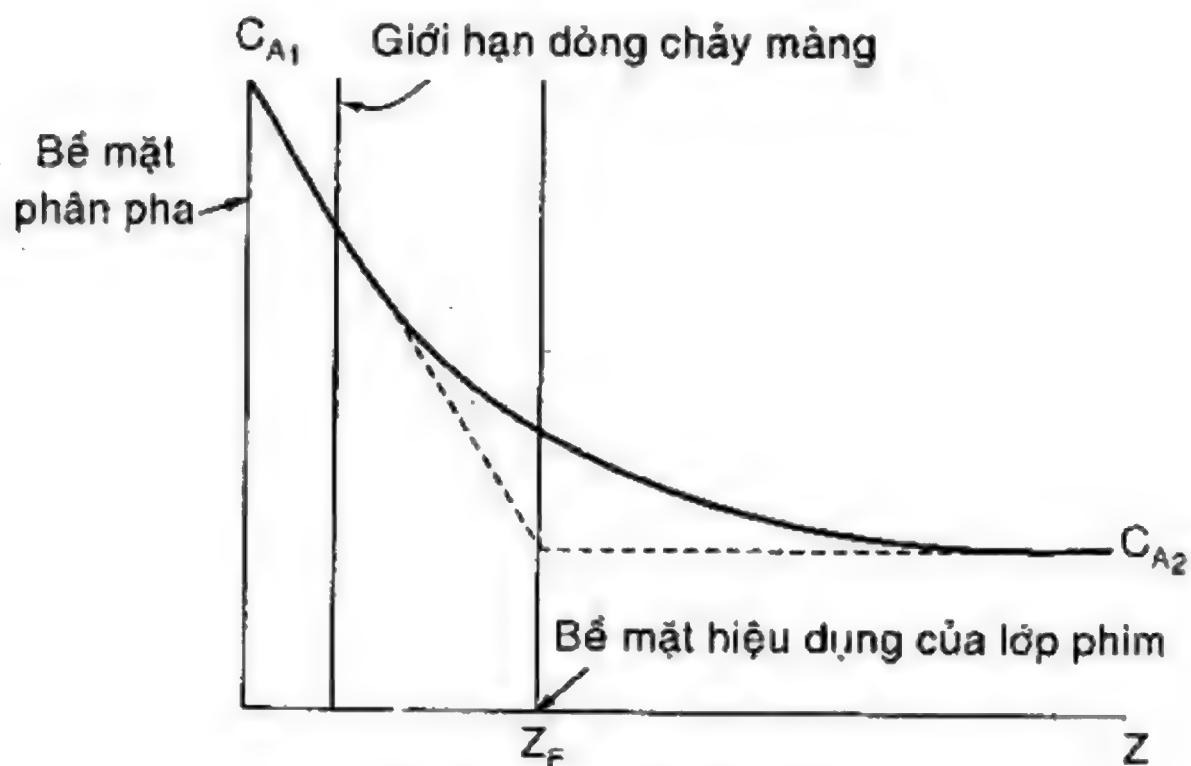
4.2 TRUYỀN KHỐI GIỮA HAI PHA

Xét quá trình hấp thu dung chất amoniac (chất A) từ hỗn hợp không khí - amoniac vào dung môi là nước. Quá trình được thực hiện trong cột thành ướt. Hỗn hợp khí di chuyển từ dưới lên trong khi nước chảy thành màng quanh thành trong ống. Hỗn hợp khí sẽ giảm nồng độ khi di chuyển từ dưới lên trong khi nước chảy từ trên xuống sẽ tăng dần nồng độ amoniac. Ở trạng thái ổn định, nồng độ của amoniac trong hai pha tại một vị trí bất kỳ trong thiết bị sẽ không đổi theo thời gian.

4.2.1 Thuyết lớp phim

Hầu hết các trường hợp thực tế đều liên hệ đến trạng thái chảy rối của dòng và nói chung là không thể tính được hệ số truyền khối vì không thể biểu diễn các điều kiện của dòng chảy bằng toán học. Thay vào đó là ta dựa chủ yếu vào thực nghiệm. Tuy nhiên, số liệu thu được có tầm hạn chế theo trường hợp cụ thể cũng như khoảng tính chất của lưu chất. Vì vậy, việc mở rộng được phạm vi áp dụng vào những trường hợp không thuộc trong khoảng thực nghiệm có tầm quan trọng đặc biệt. Có nhiều lý thuyết cố gắng giải thích bản chất của hệ số truyền khối, một trong những lý thuyết đó là thuyết lớp phim.

Đây là thuyết cũ nhất và cụ thể nhất để giải thích ý nghĩa của hệ số truyền khối khi lưu chất chuyển động ở trạng thái rối qua bề mặt một chất rắn, vận tốc lưu chất bằng không tại bề mặt chất rắn và có một lớp lưu chất nhớt (màng hay phim) kế cận bề mặt chất rắn. Tại đây tồn tại một gradient nồng độ của dung chất khuếch tán giữa bề mặt và dòng lưu chất được biểu diễn như trên hình 4.2 cho trường hợp dung chất khuếch tán vào lưu chất.



Hình 4.2: Thuyết lớp phim

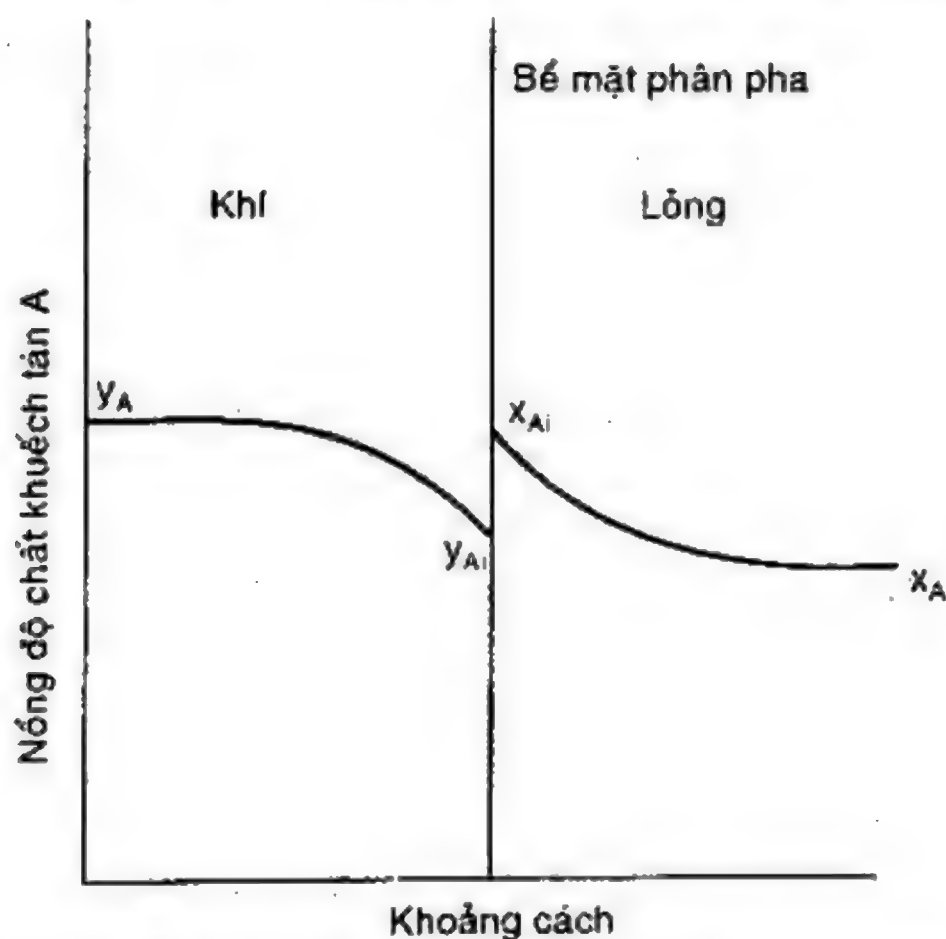
Trong lớp phim này có lớp chất lỏng chảy tầng được đặc trưng bởi khuếch tán phân tử. Thuyết lớp phim cho rằng nồng độ biến thiên theo đường đứt đoạn trên hình 4.2, đó là sự sai biệt nồng độ $C_{A1} - C_{A2}$ được biểu diễn bởi khuếch tán phân tử, và định nghĩa bề dày hiệu dụng của lớp phim Z_F trong đó trở lực của khuếch tán phân tử bằng với trở lực thực tế của quá trình truyền khối. Nếu hình ảnh được diễn tả là có giá trị thì lớp phim hiệu dụng phải rất mỏng để lượng dung chất trong lớp phim là nhỏ so với lượng dung chất đi qua lớp phim hay gradient nồng độ phải được thiết lập một cách nhanh chóng. Gradient nồng độ qua lớp phim là đặc trưng của trạng thái ổn định của quá trình.

Thuyết lớp phim cho rằng Z trong phương trình (2.20) là Z_F , bề dày hiệu dụng của lớp phim, phụ thuộc vào điều kiện chảy. Tương tự cho Z trong các phương trình kế tiếp. Do đó thuyết lớp phim tiên đoán rằng hệ số truyền khối k cho những dung chất khác nhau được truyền ở cùng điều kiện chảy là tỉ lệ thuận với hệ số khuếch tán D của các dung chất.

Thuyết lớp phim đơn giản nên không được tin cậy, ngoại trừ trong một số trường hợp giới hạn. Tuy nhiên, hệ số truyền khối vẫn thường được gọi là hệ số lớp phim.

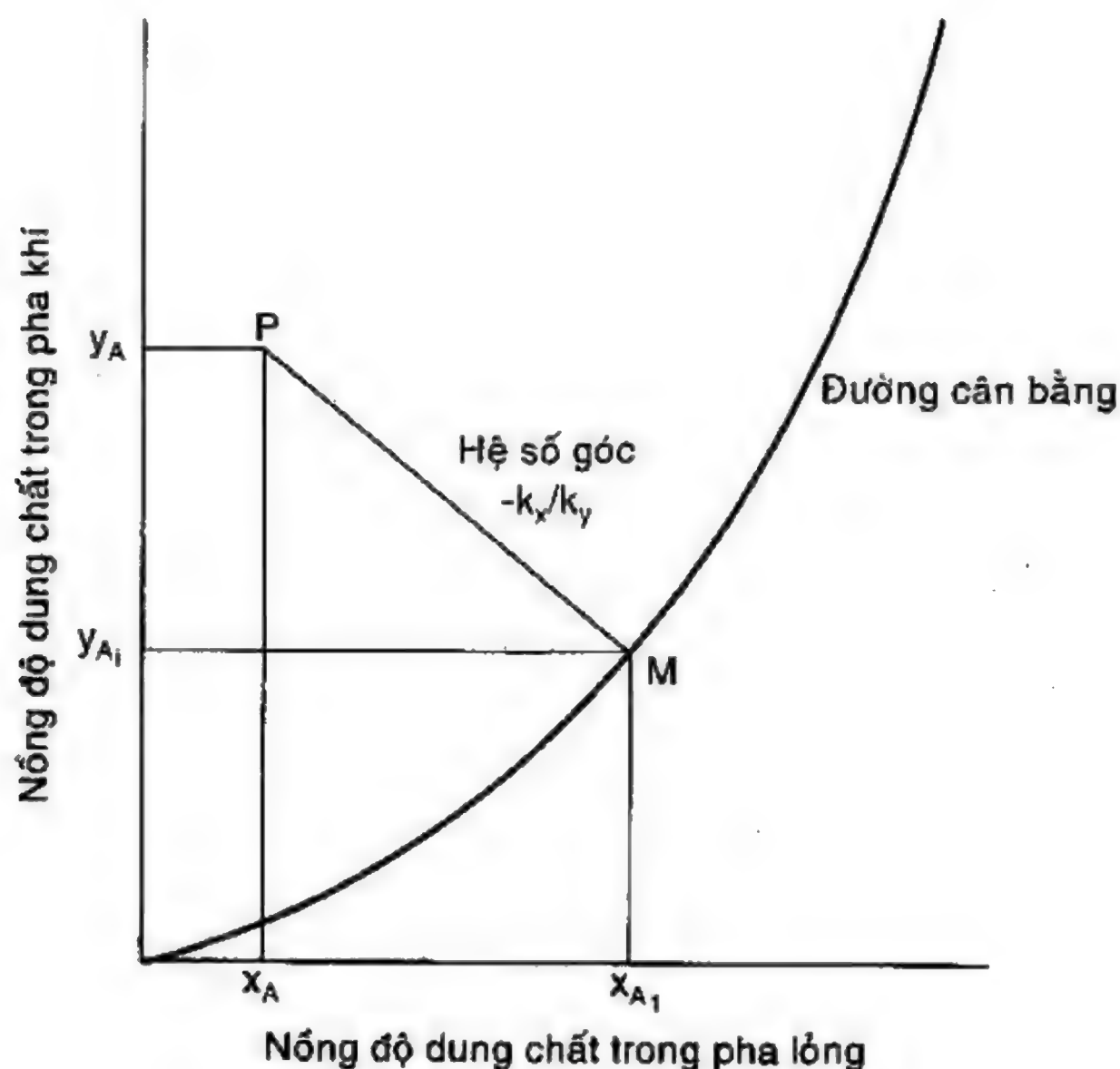
2- Truyền khối cục bộ giữa hai pha

Vì dung chất khuếch tán từ pha khí vào pha lỏng, do đó phải có một gradient nồng độ trong mỗi pha theo chiều khuếch tán. Điều này được biểu diễn trên hình 4.3 tại một vị trí bất kỳ trong thiết bị. Nồng độ của A trong dòng khí là y_A sẽ giảm xuống y_{Ai} tại bề mặt tiếp xúc pha. Trong pha lỏng, nồng độ là x_{Ai} tại bề mặt tiếp xúc pha sẽ giảm xuống x_A trong dòng lỏng. Nồng độ x_A và y_A chưa đạt cân bằng, nếu không sẽ không có quá trình truyền khối. Hai giá trị nồng độ này không thể là động lực cho quá trình truyền khối xuyên pha, bởi vì hai nồng độ này liên hệ đến hai hóa thể khác nhau trong hai pha, mà chính hóa thể mới là động lực thực sự của quá trình truyền khối.



Hình 4.3: Khái niệm về trở lực trong hai lớp phim

Theo Lewis và Whitman, trở lực khuếch tán nằm trong hai lớp phim lưu chất tiếp xúc với nhau tại bề mặt tiếp xúc pha. Ngoài ra không có trở lực truyền khối qua bề mặt tiếp xúc pha, do đó y_{Ai} và x_{Ai} ở trạng thái cân bằng và liên hệ với nhau qua đường cong cân bằng.



Hình 4.4: Động lực truyền khối trong mỗi pha

Trên hình 4.4, điểm P biểu diễn nồng độ của dung chất trong hai pha, điểm M biểu diễn nồng độ của dung chất trong hai pha tại bề mặt tiếp xúc pha. Ở trạng thái ổn định, không xảy ra phản ứng hóa học, tốc độ truyền khối của A từ pha khí đến bề mặt tiếp xúc pha phải bằng tốc độ truyền khối của A từ bề mặt tiếp xúc pha vào pha lỏng để không có sự tích tụ A tại bề mặt. Như vậy, với k_x và k_y là hệ số truyền khối trong pha lỏng và pha khí, ta có:

$$N_A = k_x(x_{Ai} - x_A) = k_y(y_A - y_{Ai}) \quad (4.1)$$

với $(x_{Ai} - x_A)$ và $(y_A - y_{Ai})$ là động lực truyền khối trong mỗi pha tương ứng (4.1) được viết lại là:

$$\frac{y_A - y_{Ai}}{x_A - x_{Ai}} = -\frac{k_x}{k_y} \quad (4.2)$$

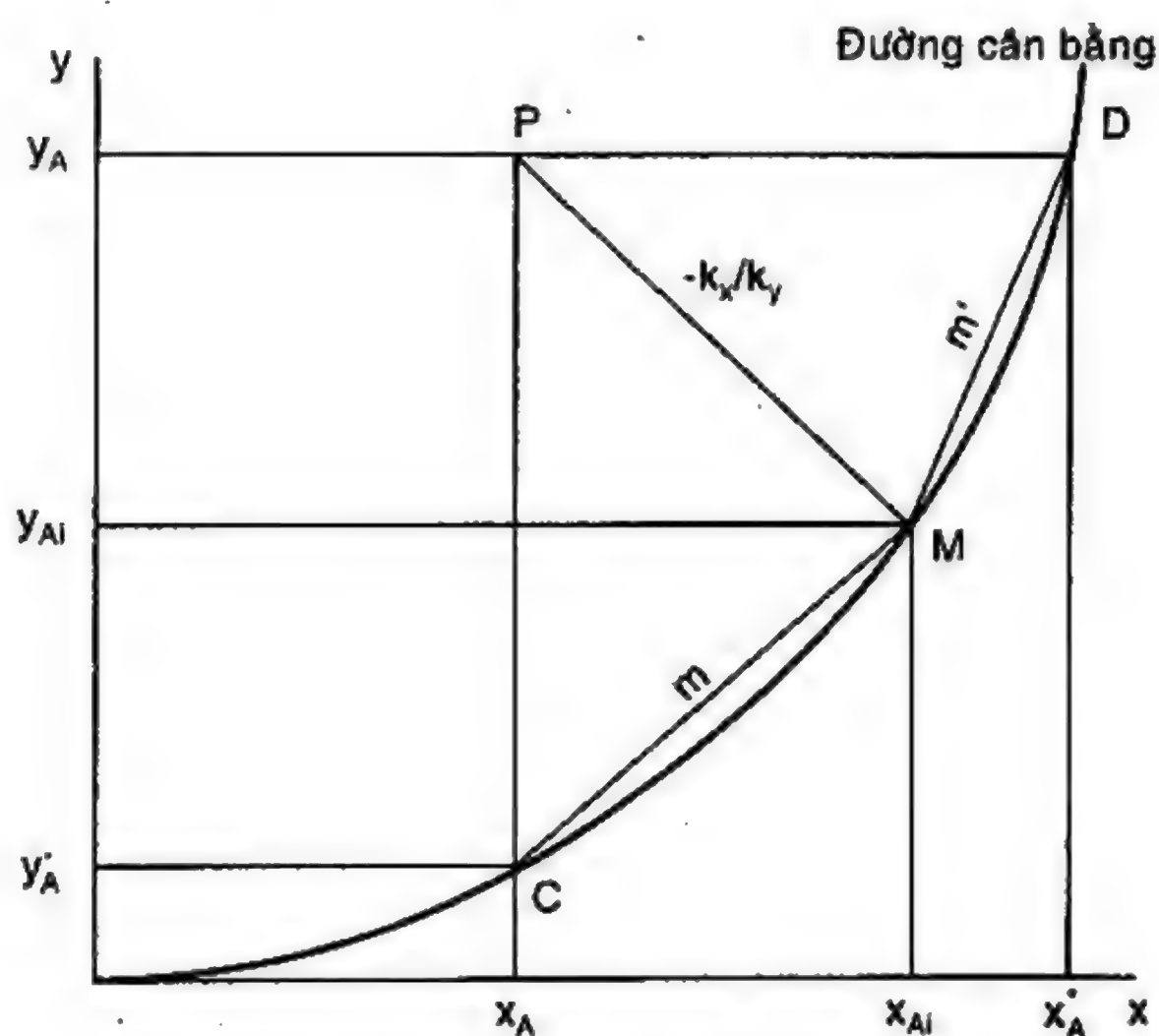
cho ta hệ số góc của đoạn PM. Nếu biết được hệ số truyền khối trong mỗi pha và đường cân bằng, từ công thức (4.2) và hình 4.4 ta sẽ xác định được nồng độ của A trong hai pha tại bề mặt phân pha và thông lượng truyền khối N_A .

4.2.3 Hệ số truyền khối tổng quát

Trong việc xác định tốc độ truyền khối bằng thực nghiệm thường chỉ xác định được nồng độ của dung chất trong hai pha chứ không xác định được nồng độ tại bề mặt tiếp xúc pha. Trong trường hợp này chỉ có thể xác định hiệu ứng tổng quát của quá trình theo nồng độ dung chất trong hai pha. Tuy nhiên, các nồng độ này không có cùng căn bản của hóa thế.

Xét quá trình xảy ra theo hình 4.4. Gọi y_A^* là nồng độ của A trong pha khí cân bằng với x_A và K_y là hệ số truyền khối tổng quát biểu diễn hiệu ứng tổng quát của quá trình truyền khối giữa hai pha. Tốc độ truyền khối được biểu diễn là:

$$N_A = K_y(y_A - y_A^*) \quad (4.3)$$



Hình 4.5: Động lực truyền khối tổng quát

theo hình 4.5 ta có:

$$y_A - y_A^* = (y_A - y_{Ai}) + (y_{Ai} - y_A^*) = (y_A - y_{Ai}) + m(x_{Ai} - x_A) \quad (4.4)$$

với m là hệ số góc của dây cung CM

Kết hợp các phương trình (4.1), (4.2) và (4.4) ta được:

$$\frac{N_A}{K_y} = \frac{N_A}{k_y} + \frac{m N_A}{k_x} \quad (4.5)$$

hay
$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad (4.6)$$

Phương trình (4.6) cho thấy sự quan hệ giữa hệ số truyền khối tổng quát và các hệ số truyền khối trong mỗi pha dưới dạng cộng trở lực của các quá trình thành phần xảy ra nối tiếp.

Tương tự, nếu gọi x_A^* là nồng độ của dung chất trong pha lỏng cân bằng với y_A và K_x là hệ số truyền khối tổng quát tính theo pha lỏng:

$$N_A = K_x (x_A^* - x_A) \quad (4.7)$$

và:
$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m' k_y} + \frac{1}{k_x} \quad (4.8)$$

với m' là hệ số góc của dây cung MD .

Giả sử rằng k_x và k_y có giá trị tương đương nhau thì hệ số góc của dây cung đường cân bằng sẽ đóng vai trò quan trọng. Nếu m nhỏ (đường cân bằng gần nằm ngang) thì một nồng độ nhỏ của A trong pha khí cũng cho một nồng độ lớn của A trong pha lỏng (dung chất A rất dễ hòa tan trong pha lỏng), số hạng m/k_x trong (4.6) trở nên không đáng kể, trở lực chủ yếu bây giờ là $1/k_y$, ta nói rằng pha khí đóng vai trò kiểm soát trong quá trình truyền khối, nghĩa là:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} \quad (4.9)$$

hay:
$$y_A - y_A^* = y_A - y_{Ai} \quad (4.10)$$

Trong những trường hợp như trên, một sự gia tăng đáng kể k_x cũng không ảnh hưởng nhiều lên K_y và để cải thiện tốc độ truyền khối cần tìm biện pháp để giảm trở lực trong pha khí. Ngược lại, khi m' rất lớn (dung chất A tương đối khó hòa tan vào pha lỏng), số hạng $1/m' k_y$ trong (4.8) trở nên không đáng kể, trở lực của quá trình truyền khối chủ yếu nằm trong pha lỏng và pha lỏng đóng vai trò kiểm soát quá trình truyền khối, ta có:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} \quad (4.11)$$

$$x_A^* - x_A = x_{Ai} - x_A \quad (4.12)$$

Ví dụ 4.1: Trong một thiết bị truyền khối giữa pha khí và pha lỏng hoạt động ở áp suất 3,1 atm, hệ số truyền khối trong mỗi pha lần lượt là: $k_y = 1,07 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{h} \cdot (\text{phân mol})$; $k_x = 22 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{h} \cdot (\text{phân mol})$

Thành phần cân bằng giữa pha lỏng và pha khí được đặc trưng bởi định luật Henry: $p^* = 0,08 \times 10^6 x$ với p^* tính bằng mmHg. Xác định:

a) Hệ số truyền khối tổng quát K_x, K_y

b) So sánh trở lực truyền khối của hai pha

Giải: Biến đổi phương trình đường cân bằng ra dạng $y^* = mx$

$$y^* = \frac{p^*}{P_t} = \frac{0,08 \times 10^6}{3,1 \times 760} \cdot x = 33,96x$$

$$\begin{aligned} \text{Theo (4.6): } K_y &= \frac{1}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} = \frac{1}{\frac{1}{1,07} + \frac{33,96}{22}} = \frac{1}{0,935 + 1,543} \\ &= 0,404 \text{ kmol/h} \cdot (\text{phân mol}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Theo (4.8): } K_x &= \frac{1}{\frac{1}{m'k_y} + \frac{1}{k_x}} = \frac{1}{\frac{1}{33,96 \times 1,07} + \frac{1}{22}} = \frac{1}{0,028 + 0,045} \\ &= 13,8 \text{ kmol/h} \cdot \text{m}^2 \cdot (\text{phân mol}) \end{aligned}$$

Tỉ số trở lực truyền khối giữa pha lỏng và pha khí tính theo pha khí:

$$\frac{m'/k_x}{1/k_y} = \frac{33,96/22}{1/1,07} = 1,65$$

tương tự tỉ số giữa hai trở lực của hai pha tính theo pha lỏng cho cùng giá trị.

Ví dụ 4.2: Quá trình hấp thu NH_3 vào nước được thực hiện trong cột thành ướt, giá trị K_G xác định được là $1 \text{ kmol/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}$. Tại một vị trí trong cột, pha khí có 8% mol NH_3 và pha lỏng có nồng độ là $0,065 \text{ kmol NH}_3/\text{m}^3$. Nhiệt độ 20°C , áp suất 1 atm. 85% trở lực truyền khối tổng quát nằm trong pha khí. Nếu hằng số Henry ở 20°C là $9,28 \times 10^{-3} \text{ atm/kmol/m}^3$. Tính hệ số truyền khối trong mỗi

pha và nồng độ NH_3 trong hai pha tại bề mặt tiếp xúc pha.

Giải: Trở lực truyền khối tổng cộng tính theo pha khí là:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{1} = 1 \text{ h.m}^2 \cdot \text{atm/kmol}$$

Vì 85% trở lực truyền khối tổng cộng nằm trong pha khí nên ta có:

$$\frac{1}{k_G} = 0,85 \frac{1}{K_G} = 0,85 \text{ h.m}^2 \cdot \text{atm/kmol} \text{ và } k_G = 1,176 \text{ kmol/h.m}^2 \cdot \text{atm}$$

Hệ số truyền khối trong pha lỏng được xác định theo (4.6):

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L}; \quad 1 = 0,85 + \frac{m}{k_L}; \quad \frac{m}{k_L} = 0,15 \text{ h.m}^2 \cdot \text{atm/kmol}$$

với: m - hệ số Henry = $9,28 \times 10^{-3} \text{ atm.m}^3/\text{kmol}$

$$\text{vậy: } k_L = \frac{9,28 \times 10^{-3} \text{ atm.m}^3/\text{kmol}}{0,15 \text{ h.m}^2 \cdot \text{atm/kmol}} = 0,062 \text{ m/h} = 0,062 \frac{\text{kmol}}{\text{h.m}^2 \cdot (\text{kmol/m}^3)}$$

Tại một vị trí trong cột nồng độ của dung chất trong hai pha là

$$p_A = y_A \cdot P = 0,08 \cdot P = 0,08 \cdot 1 \text{ atm} = 0,08 \text{ atm}$$

Áp dụng định luật Henry, áp suất riêng phần của NH_3 trong pha khí cân bằng với pha lỏng là:

$$p_A^* = HC_A = 9,28 \times 10^{-3} \text{ atm.m}^3/\text{kmol} \times 0,065 \text{ kmol/m}^3 = 0,0006 \text{ atm}$$

Thông lượng truyền khối theo (4.3)

$$\begin{aligned} N_A &= K_G(p_A - p_A^*) = (1 \text{ kmol/h.atm.m}^2) (0,08 - 0,0006 \text{ atm}) \\ &= 0,0794 \text{ kmol/h.m}^2 \end{aligned}$$

Nồng độ của dung chất trong hai pha tại bề mặt tiếp xúc pha được xác định theo (4.1) lần lượt là

$$N_A = k_G(p_A - p_{Ai})$$

$$(0,0794 \text{ kmol/h.m}^2) = (1,176 \text{ kmol/h.m}^2 \cdot \text{atm}) (0,08 - p_{Ai}) \text{ atm}$$

$$p_{Ai} = 0,08 \text{ atm} - \frac{0,0794 \text{ kmol/h.m}^2}{1,176 \text{ kmol/h.m}^2 \cdot \text{atm}} = 0,0125 \text{ atm}$$

$$N_A = k_L(C_{Ai} - C_A)$$

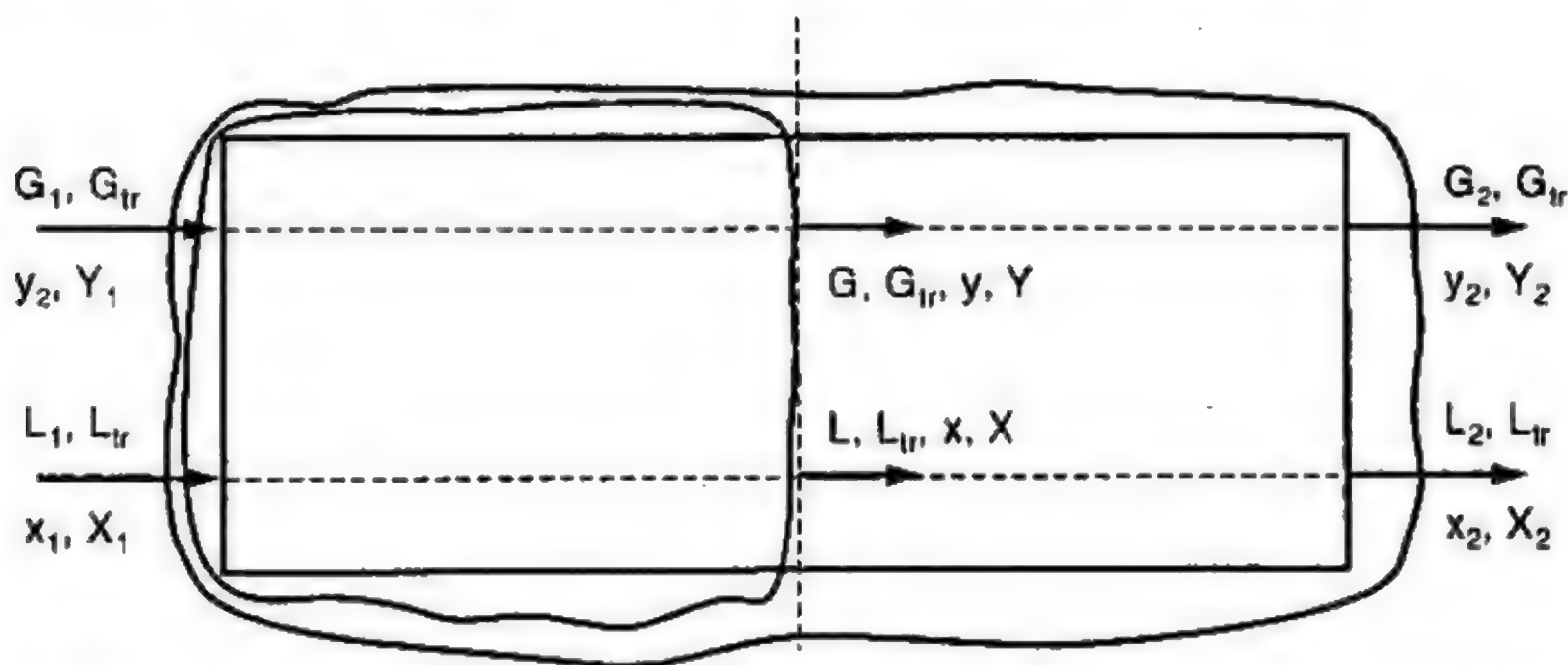
$$(0,0794 \text{ kmol/h.m}^2) = (0,062 \text{ m/s}) (C_{Ai} - 0,065) \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{Ai} = \left(\frac{0,0794 \text{ kmol/h.m}^2}{0,062 \text{ m/h}} \right) + (0,065 \text{ kmol/m}^3) = 1,346 \text{ kmol/m}^3$$

4.3 CÂN BẰNG VẬT CHẤT

Trong khi thực hiện quá trình truyền khối, các nồng độ đầu và cuối của các pha thường được biết trước, nồng độ thực tế của hai pha tiếp xúc với nhau trong thiết bị truyền khối nằm trong giới hạn nồng độ đầu và nồng độ cuối bao gồm cả hai giá trị đã cho được gọi là nồng độ làm việc. Quá trình truyền khối thường được thực hiện trong các thiết bị trong đó hai pha tiếp xúc cùng chiều, giao chiều, hoặc nghịch chiều với nhau.

4.3.1 Quá trình cùng chiều (hay giao chiều) ổn định



Hình 4.5: Cân bằng vật chất cho quá trình cùng chiều (giao chiều)

Xét quá trình xảy ra theo hình 4.5 với một pha ký hiệu L và pha kia ký hiệu là G . Trong thiết bị hai pha tiếp xúc nhau và chỉ có dung chất A khuếch tán giữa hai pha. Cấu tử không khuếch tán giữa hai pha gọi là cấu tử trơ. Ký hiệu:

L_1, L_2 - suất lượng mol tổng cộng của pha L vào và ra khỏi thiết bị

G_1, G_2 - suất lượng mol tổng cộng của pha G vào và ra khỏi thiết bị.

L_{tr}, G_{tr} - suất lượng mol của cấu tử không khuếch tán (trơ) trong pha lỏng, pha khí.

x_1, x_2 - phần mol của dung chất trong pha L vào và ra khỏi thiết bị

y_1, y_2 - phần mol của dung chất trong pha G vào và ra khỏi thiết bị

X_1, X_2 - tỉ số mol của dung chất trong pha L vào và ra khỏi thiết bị

Y_1, Y_2 - tỉ số mol của dung chất trong pha G vào và ra khỏi thiết bị.

Cân bằng vật chất cho toàn bộ quá trình:

$$L_1 + G_1 = L_2 + G_2 \quad (4.13)$$

Cân bằng cho dung chất:

$$L_1 x_1 + G_1 y_1 = L_2 x_2 + G_2 y_2 \quad (4.14)$$

hay:
$$L_1 x_1 - L_2 x_2 = G_2 y_2 - G_1 y_1 \quad (4.15)$$

nhưng: $L_{tr} = L_1(1 - x_1)$ nên $L_1 x_1 = L_{tr} \frac{x_1}{1 - x_1} = L_{tr} X_1 \quad (4.16)$

tương tự cho các số hạng khác; (4.15) được biểu diễn theo tỉ số mol:

$$L_{tr}(X_1 - X_2) = G_{tr}(Y_2 - Y_1) \quad (4.17)$$

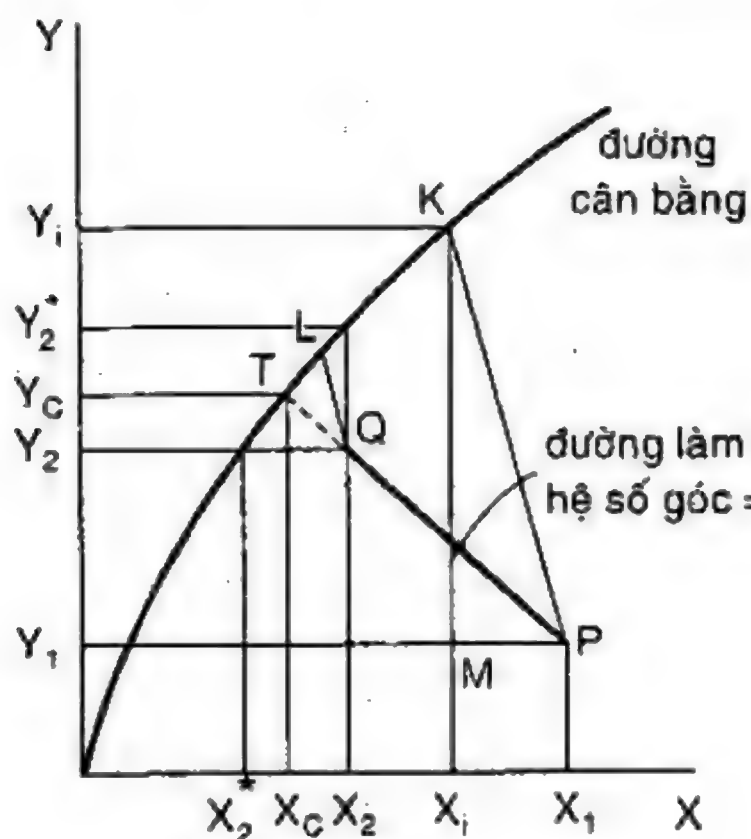
Phương trình (4.17) biểu diễn phương trình đường thẳng có hệ số góc là $-L_{tr}/G_{tr}$ đi qua hai điểm có tọa độ lần lượt là (X_1, Y_1) và (X_2, Y_2)

Tại một tiết diện bất kỳ của thiết bị, hai pha có nồng độ lần lượt là x, y và X, Y . Do đó cân bằng vật chất giữa một đầu thiết bị và vị trí bất kỳ này ta được:

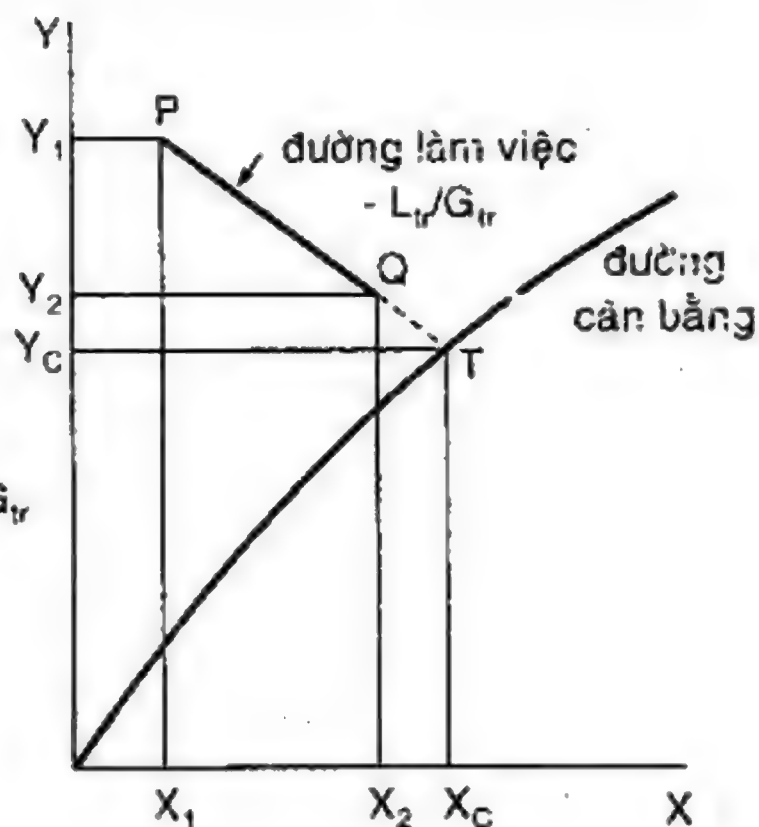
$$L_{tr}(X_1 - X) = G_{tr}(Y - Y_1) \quad (4.18)$$

Phương trình (4.18) biểu diễn đoạn thẳng có hệ số góc $-L_{tr}/G_{tr}$ và qua điểm (X_1, Y_1) . Vì hai đường thẳng biểu diễn bởi hai phương trình (4.17) và (4.18) có cùng hệ số góc và đi qua cùng một điểm nên chúng là một. Phương trình (4.18) do liên hệ nồng độ của hai pha tại những vị trí bất kỳ nên gọi là phương trình đường làm việc (đoạn PQ trên hình 4.6 và 4.7).

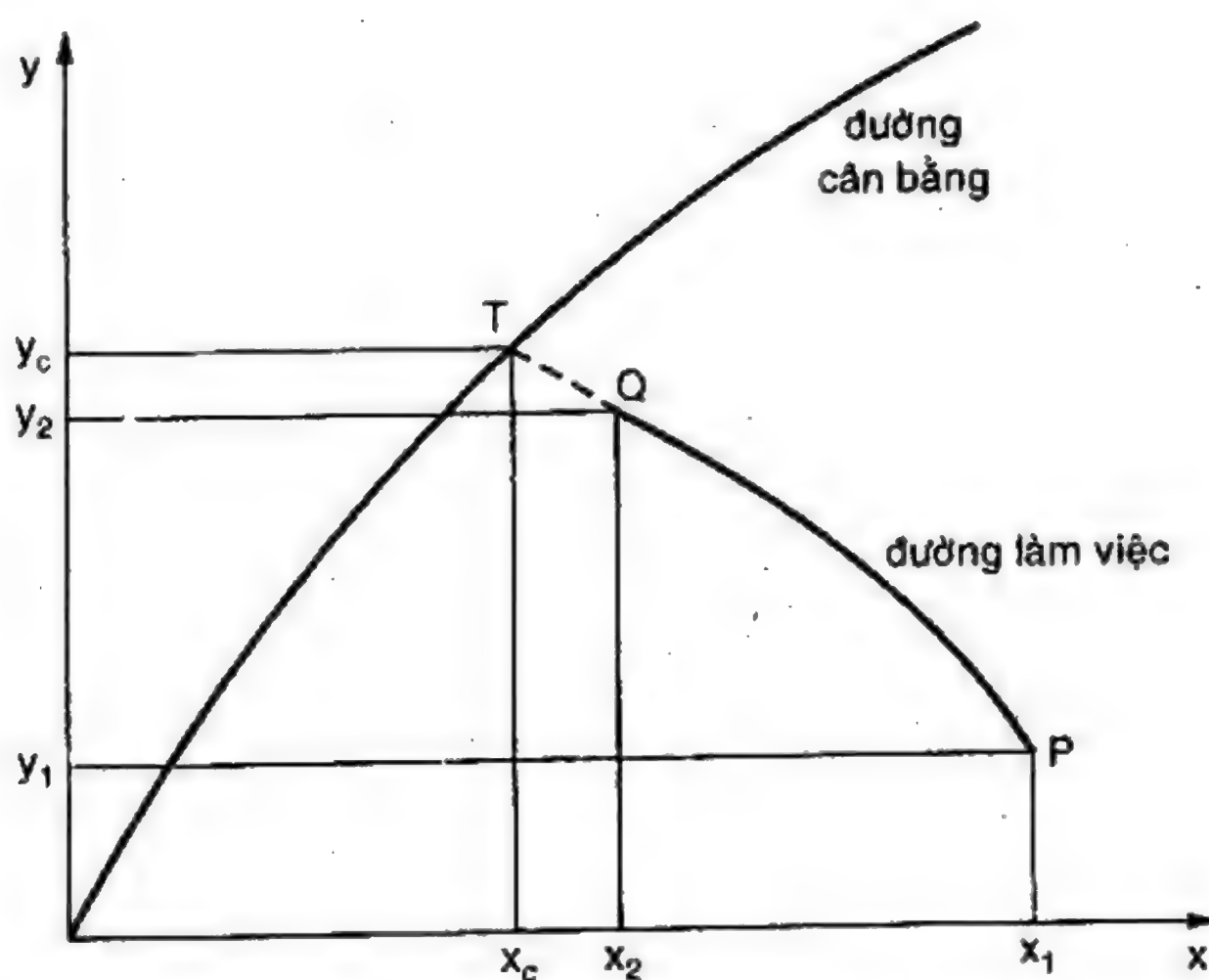
Tại đầu vào của thiết bị, điểm P trên hình 4.6, dòng lực truyền khối trong mỗi pha tương ứng với đoạn KM và PM, trong đó điểm K biểu diễn nồng độ của hai pha tại bề mặt tiếp xúc pha. Tương tự tại đầu ra, điểm L biểu diễn nồng độ của hai pha tại bề mặt tiếp xúc pha. Nếu thiết bị đủ dài thì cuối cùng hai pha tiếp xúc nhau sẽ đạt cân bằng, thành phần cân bằng tương ứng là X_c và Y_c được xác định bằng cách kéo dài đoạn PQ cho đến khi cắt đường cân bằng tại T. Dòng lực khi đó sẽ bằng không do đó tốc độ truyền khối cũng bằng không. Nếu quá trình truyền khối xảy ra theo chiều ngược lại, nghĩa là từ pha G vào pha L, thì đường làm việc sẽ nằm phía bên kia đường cân bằng (H.4.7).



Hình 4.6: Quá trình truyền khối ổn định cùng chiều (giao chiều) dung chất truyền từ pha L vào pha G



Hình 4.7: Quá trình truyền khối ổn định cùng chiều (giao chiều) dung chất truyền từ pha G vào pha L

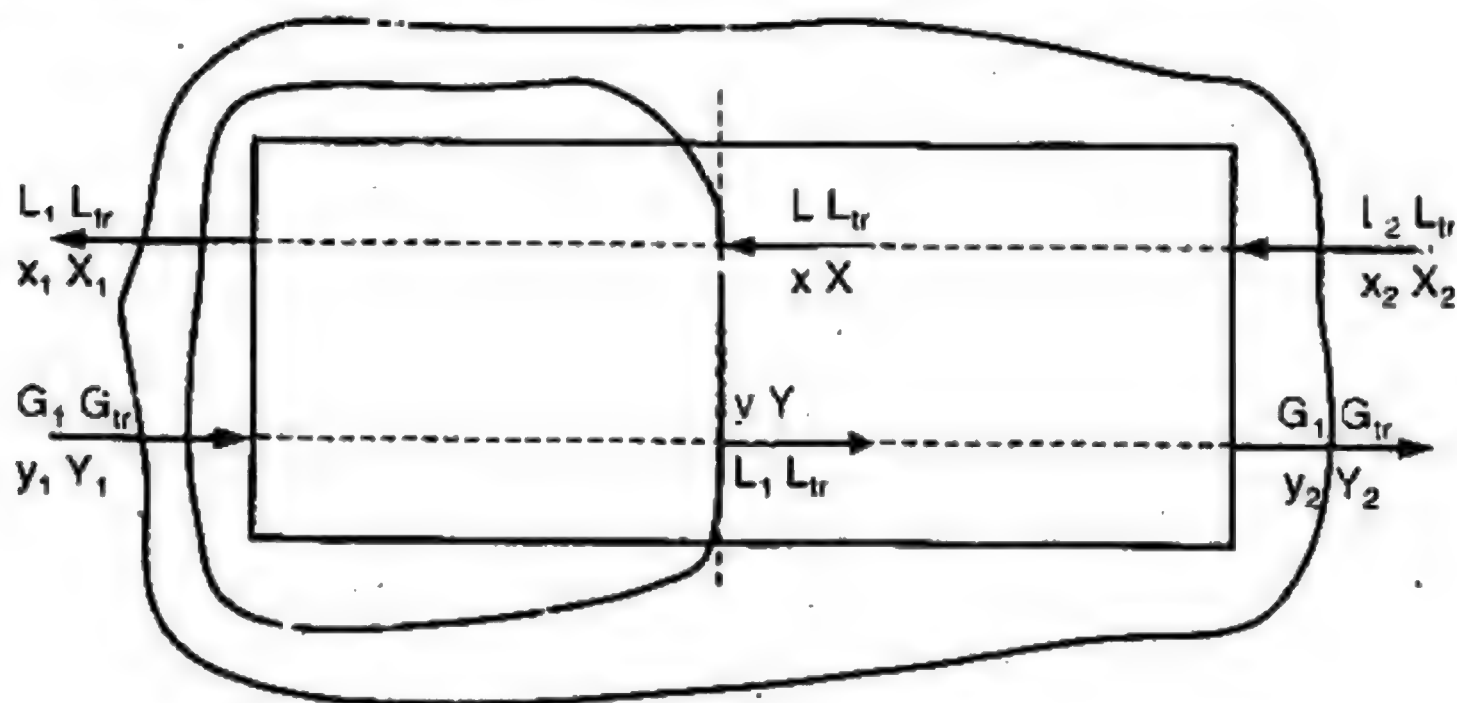


Hình 4.8: Quá trình cùng chiều (giao chiều), truyền dung chất từ pha L vào pha G

Đường làm việc được vẽ trên hình 4.6 và 4.7 là đường thẳng vì đơn vị nồng độ là tỉ số mol dựa trên hai đại lượng không đổi trong suốt quá trình là L_{tr} và G_{tr} . Nếu (4.15) được vẽ trên tọa độ phần mol hay một đơn vị nào khác tỉ lệ với phần mol, chẳng hạn áp suất riêng phần, hình 4.8 cho thấy đường làm việc là đường cong. Việc ngoại suy ra điều kiện cân bằng tại T là khó khăn hơn. Mặt khác, trong một quá trình bất kỳ các cấu tử khuếch tán qua lại giữa hai pha sao cho suất lượng mol mỗi pha L, G không đổi trong suốt quá trình ($L_1 = L_2 = L, G_1 = G_2 = G$) thì đường làm việc trên tọa độ phần mol sẽ là đường thẳng, nhưng ngược lại nếu có các cấu tử khuếch tán giữa hai pha nhưng $L_1 \neq L_2 \neq L$ và $G_1 \neq G_2 \neq G$ thì nói chung đường làm việc trên tọa độ phần mol là đường cong.

4.3.2 Quá trình ổn định nghịch chiều

Với quá trình ổn định nghịch chiều như hình 4.9 với chỉ số 1 chỉ một đầu thiết bị nơi pha G vào, pha L ra và chỉ số 2 chỉ đầu kia thiết bị nơi pha G ra, pha L vào.



Hình 4.9: Quá trình ổn định nghịch chiều

Cân bằng vật chất cho toàn bộ quá trình cho:

$$L_1 + G_2 = L_2 + G_1 \quad (4.19)$$

Cân bằng cho cấu tử khuếch tán giữa hai pha:

$$L_1 x_1 + G_2 y_2 = L_2 x_2 + G_1 y_1 \quad (4.20)$$

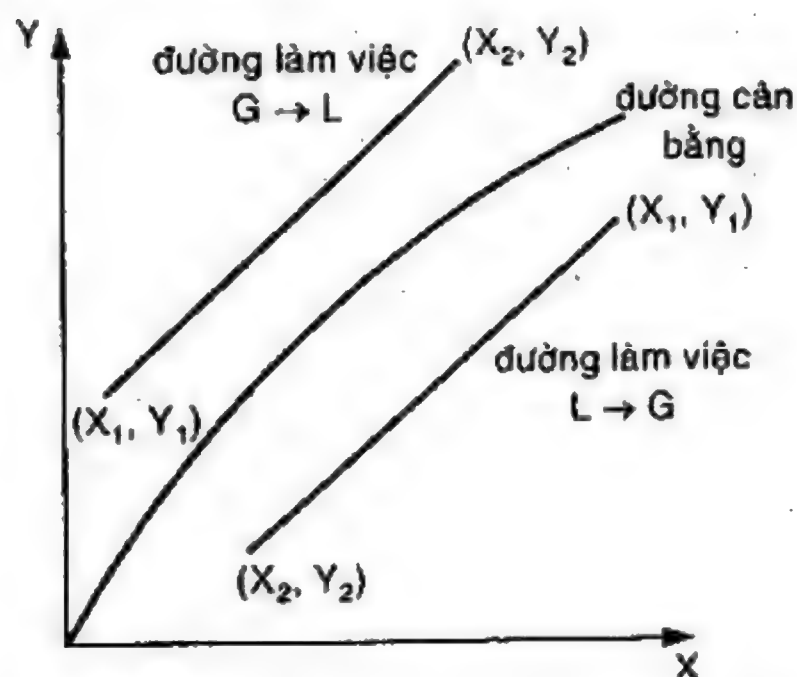
Tương tự như (4.17), (4.20) có thể viết dưới dạng:

$$L_{tr}(X_1 - X_2) = G_{tr}(Y_1 - Y_2) \quad (4.21)$$

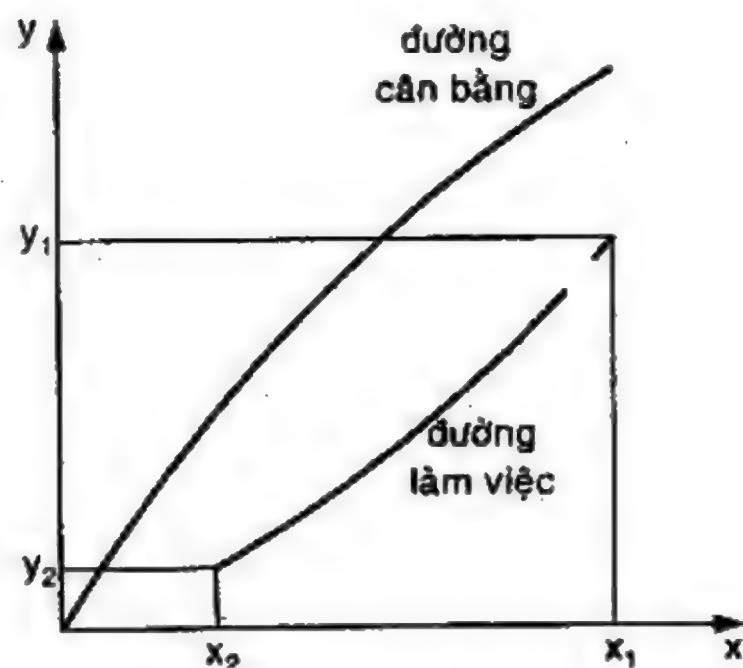
và tại vị trí bất kỳ trong thiết bị:

$$L_{tr}(X_1 - X) = G_{tr}(Y_1 - Y) \quad (4.22)$$

Phương trình (4.22) cho ta mối quan hệ chung của nồng độ hai pha tại một vị trí bất kỳ trong khi (4.20) và (4.21) cho ta cân bằng vật chất cho toàn bộ quá trình. Phương trình (4.20) biểu diễn đoạn thẳng qua hai điểm (X_1, Y_1) và (X_2, Y_2) , có hệ số góc là L_{tr}/G_{tr} trên hình 4.10.



Hình 4.10: Đường nồng độ làm việc cho quá trình truyền khối ổn định nghịch dòng



Hình 4.11: Quá trình ổn định nghịch dòng, dung chất truyền từ pha L vào pha G

Đường làm việc sẽ nằm phía trên đường cân bằng nếu quá trình truyền khối từ pha G vào pha L, và dưới đường cân bằng nếu quá trình xảy ra theo chiều ngược lại. Với trường hợp đầu, tại một điểm có nồng độ hai pha xác định tại điểm P, động lực trong mỗi pha được xác định bởi đoạn PM mà độ dốc của nó tùy thuộc trên tỉ số của hai trở lực. Động lực dĩ nhiên thay đổi từ đầu này đến đầu kia thiết bị. Nếu đường làm việc chạm vào đường cân bằng tại một vị trí bất kỳ thì tại đó có hai pha đạt cân bằng, động lực và tốc độ truyền khối bằng không, thời gian tiếp xúc pha sẽ không xác định. Điều này được xác định thông qua tỉ số giới hạn của suất lượng hai pha ứng với một khoảng biến đổi nồng độ cho trước.

Như trường hợp cùng chiều, đường làm việc là đường thẳng tùy thuộc trên cách biểu diễn nồng độ. Nếu nồng độ biểu diễn theo phần mol (hay áp suất riêng phần tỉ lệ với phần mol) đường làm việc sẽ là đường cong (H.4.11). Nếu quá trình truyền khối giữa các cấu tử sao cho $L_1 = L_2 = L$ và $G_1 = G_2 = G$ thì đường làm việc trên tọa độ phần

mol sẽ là đường thẳng, ngược lại nếu L và G thay đổi, đường làm việc sẽ là đường cong như trường hợp cùng chiều.

4.4 QUÁ TRÌNH NHIỀU BẬC

Một bậc (hay đoạn) thay đổi nồng độ được định nghĩa là một bộ phận thiết bị, một thiết bị, hay một cụm thiết bị trong đó hai pha không hòa tan được cho tiếp xúc với nhau để thực hiện quá trình truyền khối có khuynh hướng hai pha đạt cân bằng và được tách ra. Quá trình thực hiện như vậy là quá trình một bậc. Một bậc lý tưởng, hay lý thuyết, hay cân bằng là bậc trong đó có thời gian tiếp xúc pha đủ để hai pha thực sự đạt cân bằng. Điều này trong thực tế không thể đạt được.

Quá trình liên tục cùng chiều

Quá trình diễn tả trên hình 4.5 rõ ràng là quá trình một bậc và nếu là bậc lý tưởng, thành phần các dòng ra sẽ ở tại điểm T trên hình 4.6 và 4.7.

Hiệu suất bậc được định nghĩa là tỉ lệ đạt đến cân bằng mà một bậc thực tế đạt được. Hiệu suất Murphree thường được dùng để diễn tả hiệu suất bậc. Theo hình 4.6 hiệu suất bậc Murphree được diễn tả theo nồng độ pha G và pha L như sau:

$$E_{MG} = \frac{Y_2 - Y_1}{Y_2^* - Y_1} \quad \text{và} \quad E_{ML} = \frac{X_1 - X_2}{X_1 - X_2^*} \quad (4.23)$$

Định nghĩa này ở đây có tính tương đối vì nếu là quá trình cùng chiều như hình 4.6 thì không thể nào có nồng độ dòng khí ra lớn hơn Y_c hay nồng độ dòng lỏng ra nhỏ hơn X_c . Hiệu suất này sẽ được trình bày thêm trong chương 5.

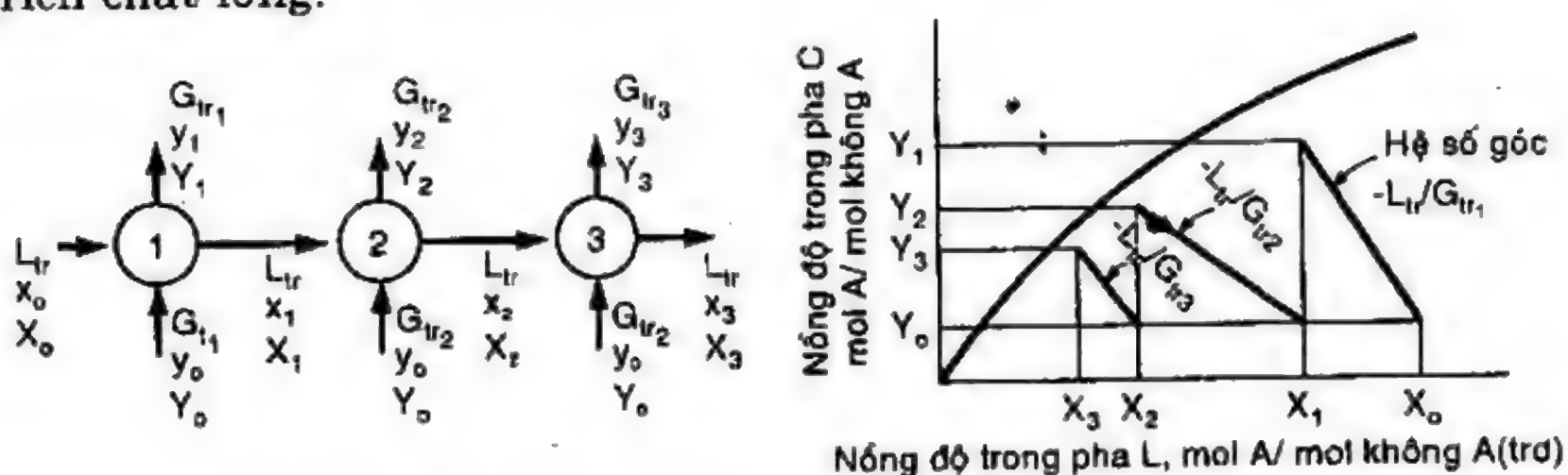
Quá trình gián đoạn

Đặc trưng của quá trình gián đoạn là không có dòng vào và dòng ra khỏi thiết bị, và nồng độ trong mỗi pha thay đổi theo thời gian. Lúc đầu hai pha tiếp xúc chưa cân bằng và theo thời gian hai pha hướng đến cân bằng. Phương trình cân bằng vật chất (4.18) cho quá trình ổn định cùng chiều, đồng thời cũng cho thấy đây là mối quan hệ giữa nồng độ hai pha X và Y tại thời điểm bất kỳ sau khi quá trình bắt đầu (H.4.6 và 4.7) biểu diễn các nồng độ này trên đồ thị.

Điểm T cho thấy nồng độ hai pha đạt cân bằng.

Quá trình nhiều bậc giao dòng

Hình 4.12 biểu diễn quá trình nhiều bậc giao dòng, trong đó mỗi bậc được biểu diễn bằng một vòng tròn và các dòng trong mỗi bậc là cùng chiều. Pha L di chuyển từ bậc này sang bậc kế để tiếp xúc với pha G mới. Suất lượng pha G vào mỗi pha có thể khác nhau và hiệu suất bậc Murphree cũng có thể khác nhau. Cân bằng vật chất và đường làm việc trên đồ thị lặp lại cho từng bậc. Quá trình nhiều bậc giao dòng thường được dùng cho các quá trình hấp phụ, trích chất rắn, sấy và trích chất lỏng.



Hình 4.12: Quá trình nhiều bậc giao dòng với ba bậc thực

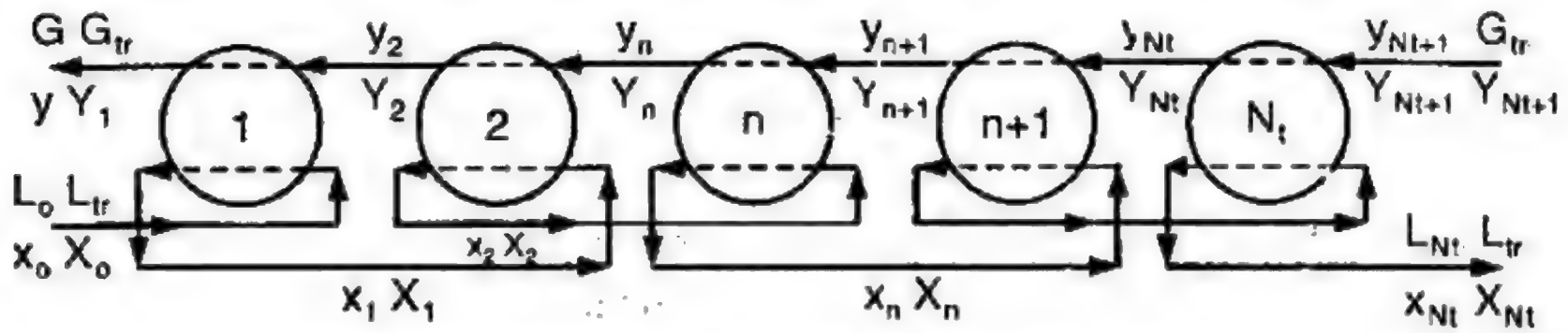
Quá trình nhiều bậc nghịch dòng

Đây là dạng quá trình hiệu quả nhất, cần ít bậc nhất cho một sự biến đổi nồng độ và tỷ số suất lượng hai pha cho trước; do đó, nó thường được sử dụng. Theo hình 4.13 có N bậc lý thuyết, suất lượng và thành phần mỗi dòng được đánh số theo bậc mà nó vừa ra khỏi, ví dụ Y_2 là nồng độ của pha G rời khỏi bậc thứ hai... Trong mỗi bậc hai pha tiếp xúc nhau theo quá trình cùng chiều như hình 4.5 nhưng toàn bộ quá trình nhiều bậc là quá trình nghịch chiều như hình 4.9. Đường làm việc quá trình cùng chiều cho hai bậc đầu tiên được viết trên hình 4.14 và vì các bậc là bậc lý tưởng nên các dòng ra mỗi bậc ở trạng thái cân bằng (Y_2 cân bằng với X_2 ...).

$$\text{Bậc 1:} \quad L_{tr}(X_o - X_1) = G_{tr}(Y_1 - Y_2)$$

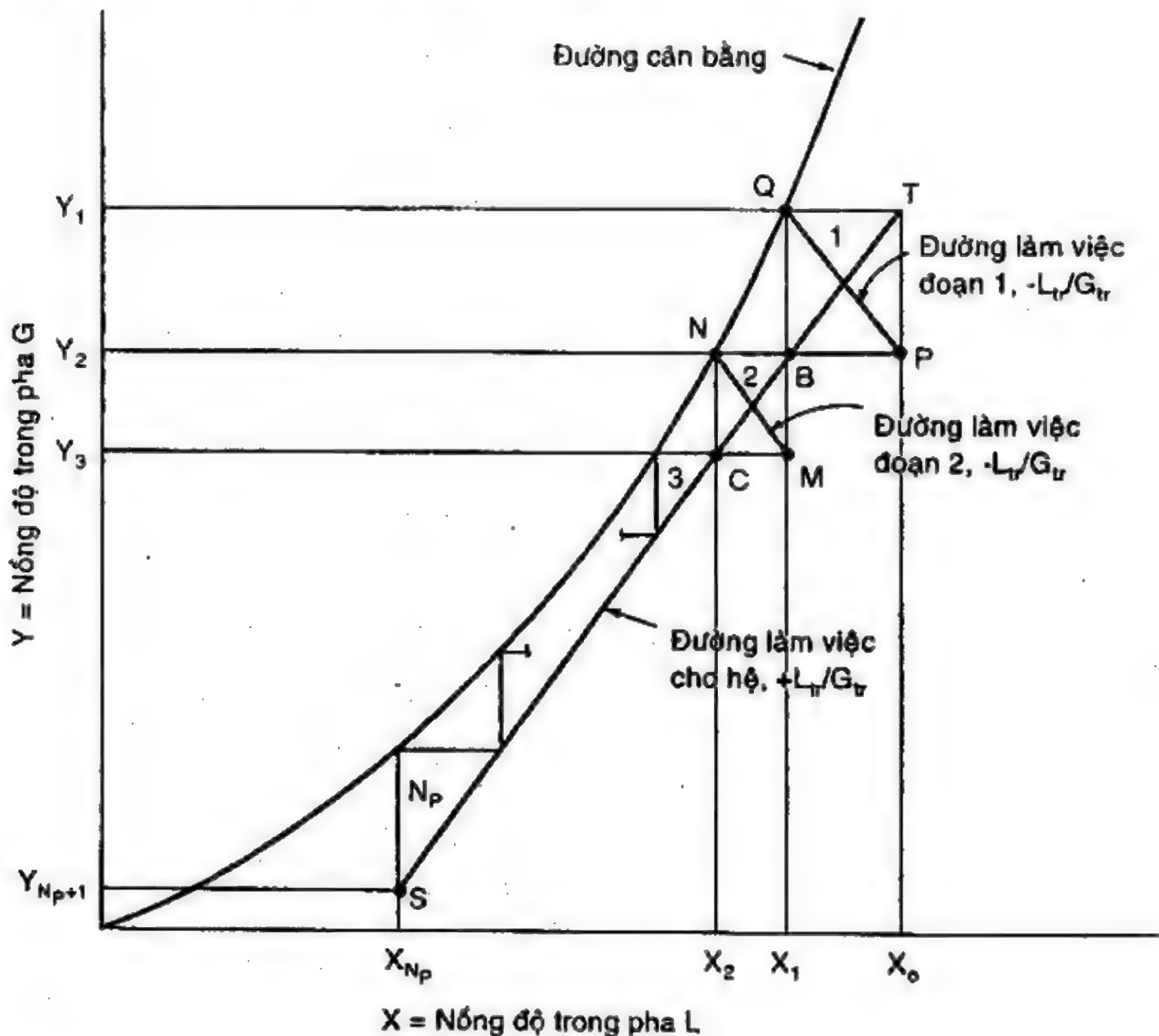
$$\text{Bậc 2:} \quad L_{tr}(X_1 - X_2) = G_{tr}(Y_2 - Y_3)$$

$$\text{Toàn bộ quá trình:} \quad L_{tr}(X_o - X_N) = G_{tr}(Y_1 - Y_N + 1)$$



Hình 4.13: Quá trình nhiều bậc nghịch dòng.

Hình 4.14: đoạn thẳng PQ là đường làm việc cho bậc 1, MN cho bậc 2... và tọa độ (X_1, Y_1) , (X_2, Y_2) ... nằm trên đường cân bằng. Đường ST là đường làm việc cho toàn bộ quá trình và các điểm như B , C ,... biểu diễn thành phần của các dòng đi qua giữa hai bậc. Như vậy chúng ta có thể xác định số bậc lý thuyết cho quá trình nghịch dòng bằng cách vẽ đường bậc thang $TQBNC...S$



Hình 4.14 : Quá trình nhiều bậc nghịch dòng, dung chất truyền từ pha L vào pha G

Nếu tại một vị trí bất kỳ đường làm việc và đường cân bằng chạm nhau số bậc sẽ vô cực. Nếu quá trình truyền dung chất từ pha

G vào pha L thì toàn bộ cách vẽ sẽ nằm trên đường cân bằng.

Trong đa số trường hợp, do đường làm việc hoặc đường cân bằng là đường cong, nên mối quan hệ giữa số bậc, thành phần và tỉ số suất lượng phải được xác định bằng đồ thị. Trong trường hợp đặc biệt nếu hai đường làm việc và đường cân bằng là đường thẳng với đường cân bằng qua gốc tọa độ, ta có thể rút ra lời giải giải tích để xác định số bậc lý thuyết một cách nhanh chóng. Trong hình 4.13, cân bằng dung chất từ bậc thứ $n + 1$ đến bậc thứ N :

$$G_{tr}(Y_{n+1} - Y_{N+1}) = L_{tr}(X_n - X_N) \quad (4.24)$$

Nếu hệ số góc đường cân bằng là m và nếu định nghĩa hệ số hấp thu $A = L_{tr}/mG_{tr}$, thay vào và sắp xếp lại (4.24) được:

$$\frac{Y_{n+1}}{m} - AX_n = \frac{Y_{N+1}}{m} - AX_N \quad (4.25)$$

Đây là phương trình sai phân xác định tuyến tính bậc một, lời giải giống như lời giải cho phương trình vi phân thông thường. Viết lại (4.25) theo dạng toán tử:

$$(D - A)X_n = \frac{Y_{N+1}}{m} - AX_N \quad (4.26)$$

trong đó toán tử D xác định sai phân xác định.

Phương trình đặc trưng là:

$$M - A = 0 \quad (4.27)$$

từ đó $M = A$. Như vậy lời giải tổng quát là:

$$X_n = C_1 A^n \quad (4.28)$$

với C_1 là hằng số.

Vì vế phải của phương trình (4.26) là hằng số nên lời giải riêng là $X = C_2$ với C_2 là hằng số. Thay vào (4.25) ban đầu ta được:

$$C_2 - AC_2 = \frac{Y_{N+1}}{m} - AX_N \quad (4.29)$$

từ đó:

$$C_2 = \frac{Y_{N+1}/m - AX_N}{1 - A} \quad (4.30)$$

$$\text{Lời giải đầy đủ là } X_n = C_1 A^n + \frac{Y_{N+1}/m - AX_N}{1 - A} \quad (4.31)$$

Để xác định C_1 đặt $n = 0$

$$C_1 = X_o - \frac{Y_{N+1}/m - AX_N}{1-A} \quad (4.32)$$

$$\text{do đó ta có: } X_n = (X_o - \frac{Y_{N+1}/m - AX_N}{1-A})A^n + \frac{Y_{N+1}/m - AX_N}{1-A} \quad (4.33)$$

Phương trình (4.33) giúp ta xác định nồng độ X_n tại một bậc bất kỳ khi biết nồng độ ở hai đầu. Đặt $n = N$ ta được các kết quả sau

Truyền dung chất từ pha L vào pha G

$$A \neq 1 \quad \frac{X_o - X_N}{X_o - Y_{N+1}/m} = \frac{(1/A)^{N+1} - 1/A}{(1/A)^{N+1} - 1} \quad (4.34)$$

$$N = \frac{\log[\frac{X_o - Y_{N+1}/m}{X_N - Y_{N+1}/m}(1-A) + A]}{\log 1/A} \quad (4.35)$$

$$A = 1 \quad \frac{X_o - X_N}{X_o - Y_{N+1}/m} = \frac{N}{N+1} \quad (4.36)$$

$$N = \frac{X_o - X_N}{X_N - Y_{N+1}/m} \quad (4.37)$$

Truyền dung chất từ pha G vào pha L

$$A \neq 1 \quad \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1} - mX_o} = \frac{A^{N+1} - A}{A^{N+1} - 1} \quad (4.38)$$

$$N = \frac{\log[\frac{Y_{N+1} - mX_o}{Y_1 - mX_o}(1 - \frac{1}{A}) + \frac{1}{A}]}{\log A} \quad (4.39)$$

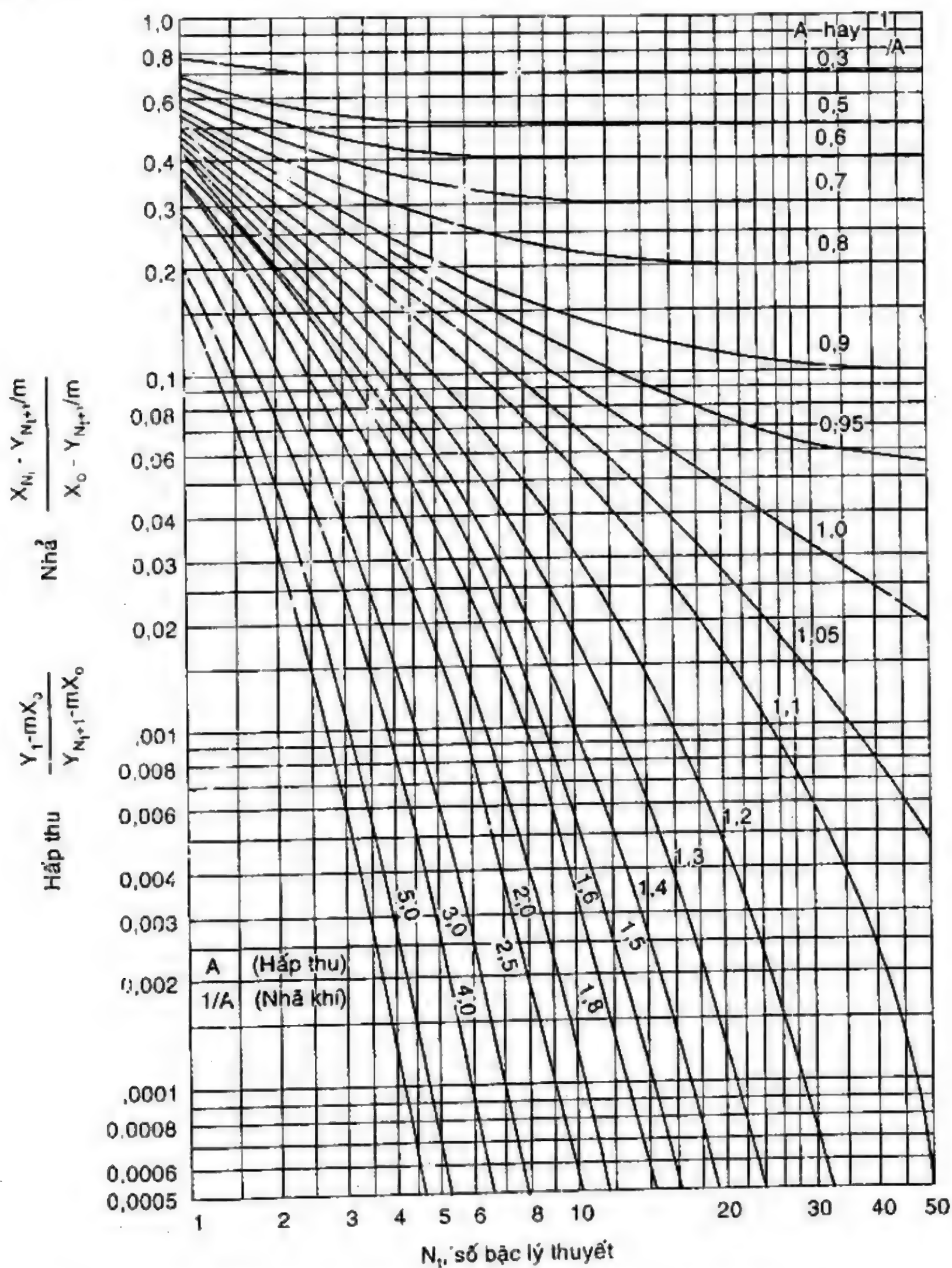
$$A = 1 \quad \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1} - mX_o} = \frac{N}{N+1} \quad (4.40)$$

$$N = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_1 - mX_o} \quad (4.41)$$

Các phương trình trên được gọi là các phương trình Kremser - Brown - Souders (hay phương trình Kremser) được dùng cho quá trình hấp thu hoặc trích chất rắn. Các phương trình này được vẽ trên hình 4.15 để giải nhanh rất tiện lợi.

Như trên đã định nghĩa $A = \text{const}$ với L_{tr} và G_{tr} là suất lượng mol của cấu tử trơ trong pha L và pha G và $m = Y/X$ là hệ số góc đường

cân bằng. Tuy nhiên, khi cần thiết A có thể được định nghĩa là $A = L/mG$ với L và G là suất lượng mol tổng cộng và $m = y/x$ (x, y là thành phần mol) hay suất lượng khối lượng tổng cộng và thành phần là phần khối lượng.



Hình 4.15: Số bậc lý thuyết cho quá trình nhiều bậc nghịch dòng

Ví dụ 4.3: Amoniac được hấp thu từ không khí ở 20°C , 1 atm trong tháp chêm hoạt động cùng chiều, dùng nước tinh khiết ở 20°C làm dung môi. Suất lượng pha khí đi vào tháp là $41,6\text{ m}^3/\text{h}$. Nếu nồng độ amoniac được giảm từ 3,52 còn 1,29% theo thể tích, lượng nước sử dụng bằng 1,37 lần lượng tối thiểu. Xác định:

- Tỉ số L_{tr}/G_{tr} tối thiểu
- Suất lượng nước sử dụng
- Nồng độ ra của pha lỏng

Cho biết dữ kiện cân bằng của hệ ở 20°C , 1 atm như sau:

X , $\text{kmol NH}_3/\text{kmol nước}$	0,0164	0,0252	0,0349	0,0455	0,0722
Y , $\text{kmol NH}_3/\text{kmol không khí}$	0,021	0,032	0,042	0,053	0,080

Giải: a) Suất lượng mol của pha khí đi vào tháp là:

$$G_1 = \frac{VP}{RT} = \frac{(41,6\text{ m}^3/\text{h})(1\text{ atm})}{(0,082\text{ m}^3\cdot\text{atm}/\text{kmol}\cdot\text{K})} = 1,731\text{ kmol/h}$$

Suất lượng mol của cấu tử trơ:

$$G_{tr} = G_1(1 - y_1) = (1,731\text{ kmol/h})(1 - 0,0352) = 1,67\text{ kmol/h}$$

Nồng độ pha khí vào và ra khỏi tháp theo tỉ số mol là:

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0,0352}{1 - 0,0352} = 0,0365$$

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} = \frac{0,0129}{1 - 0,0129} = 0,0131$$

Nồng độ của pha lỏng (nước tinh khiết) đi vào tháp là $X_1 = 0$

Từ hình 4.16 cho thấy đường làm việc (bậc PQ) ứng với tỉ số (L_{tr}/G_{tr}) tối thiểu là:

$$\left(\frac{L_{tr}}{G_{tr}}\right)_{\min} = \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} = \frac{0,0365 - 0,0131}{0,01 - 0} = 2,37 \frac{\text{kmol nước}}{\text{kmol khí trơ}}$$

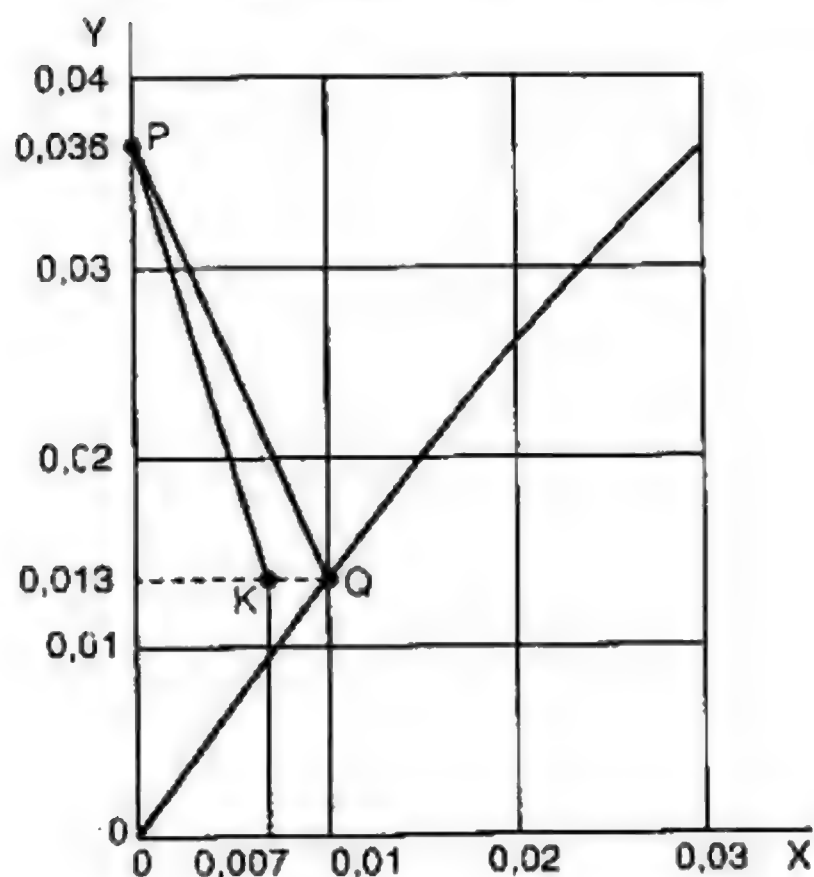
b) Vậy:

$$\left(\frac{L_{tr}}{G_{tr}}\right)_{\text{thực}} = 1,37 \left(\frac{L_{tr}}{G_{tr}}\right)_{\min} = 1,37 \cdot 2,37 = 3,24 \frac{\text{kmol nước}}{\text{kmol khí trơ}}$$

c) Nồng độ NH_3 trong dòng lỏng ra khỏi thiết bị:

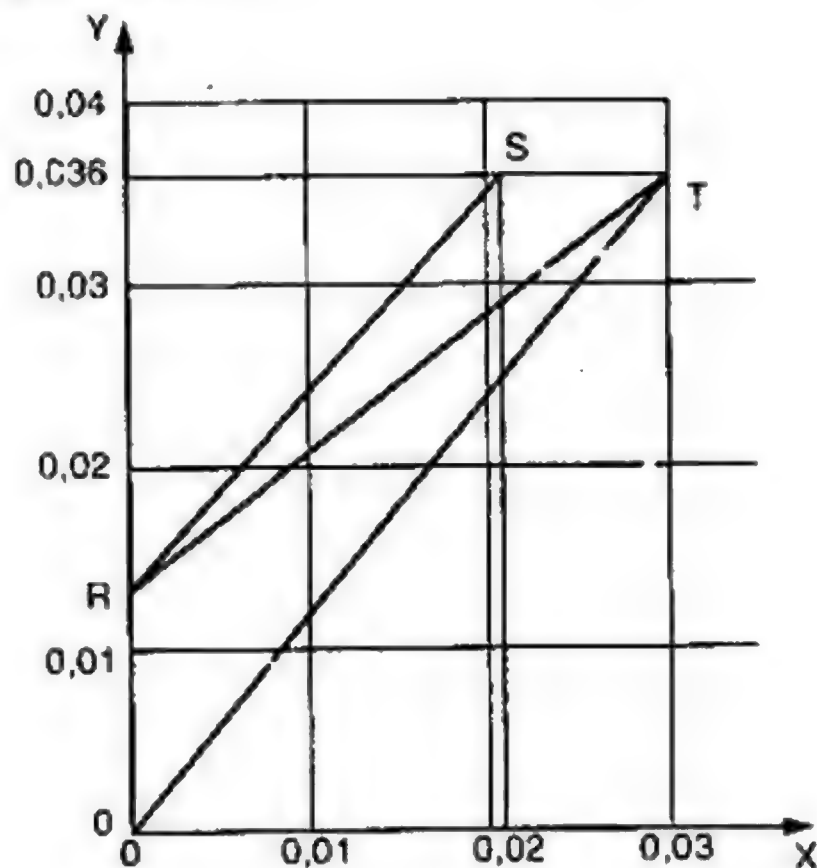
$$0 \frac{L_{tr}}{G_{tr \text{ thực}}} = 3,24 = \frac{Y_1 - Y_2}{X_2 - X_1} = \frac{0,0365 - 0,0131}{X_2 - 0}$$

Suy ra $X_2 = 0,00722 \text{ kmol NH}_3/\text{kmol nước}$.



Hình 4.16

Lời giải cho ví dụ 4.3



Hình 4.17

Lời giải cho ví dụ 4.4

Ví dụ 4.4: Lập lại ví dụ trên bằng cách tính cho quá trình nghịch chiều với suất lượng nước sử dụng là 34 kg/h .

Giải: Từ ví dụ trên ta có: $G_{tr} = 1,67 \text{ kmol/h}$; $L_{tr} = 34/18 = 1,89 \text{ kmol/h}$.

do đó: $\left(\frac{L_{tr}}{G_{tr}}\right)_{\text{thực}} = \frac{1,89}{1,67} = 1,13 \text{ kmol nước/kmol khí trơ}$.

Phương trình cân bằng vật chất cho toàn bộ tháp:

$$G_{tr}(Y_1 - Y_2) = L_{tr}(X_1 - X_2)$$

$$1,67(0,0365 - 0,0131) = 1,89(X_1 - 0)$$

Suy ra nồng độ dung dịch lỏng ra khỏi tháp là:

$$X_1 = 0,21 \text{ kmol NH}_3/\text{kmol nước}$$

Từ đồ thị hình 4.17 ta xác định được $(L_{tr}/G_{tr})_{\min}$ là

$$\left(\frac{L_{tr}}{G_{tr}}\right)_{\min} = \frac{0,0365 - 0,0131}{0,0296 - 0} = 0,79 \frac{\text{kmol nước}}{\text{kmol khí trơ}}$$

Vậy tỉ số $\frac{(L_{tr}/G_{tr})_{\text{thực}}}{(L_{tr}/G_{tr})_{\min}} = \frac{1,13}{0,79} = 1,43$

Ví dụ 4.5: Một bể xà bông ướt được cho tiếp xúc với không khí ở 1 atm, 50°C, sự phân bố cân bằng hàm lượng nước trong xà bông và trong không khí như sau:

% khối lượng nước trong xà bông	0	2,40	3,76	4,76	6,10	7,83	9,90	12,03	15,4
Áp suất riêng phần của hơi nước trong không khí, mmHg	0	9,66	19,2	28,4	37,2	46,4	55,0	63,2	71,9

a) 5 kg xà bông ướt có độ ẩm là 16,7% khối lượng được đặt trong bình kín chứa 4,2 m³ không khí ẩm có áp suất riêng phần của hơi nước là 12 mmHg. Sau khi độ ẩm của xà bông còn 13%, không khí trong bình được thay hoàn toàn bằng không khí mới giống điều kiện ban đầu và hệ thống được để cho đạt đến cân bằng. Áp suất tổng cộng và nhiệt độ được duy trì ở 1 atm và 50°C. Xác định độ ẩm cuối cùng của xà bông.

b) Xà bông có độ ẩm 16,7% được sấy khô còn độ ẩm 4% bằng cách cho tiếp xúc liên tục nghịch dòng với dòng không khí có áp suất riêng phần ban đầu của hơi nước là 12 mmHg. Áp suất và nhiệt độ vẫn duy trì ở 1 atm và 50°C. Trên cân bản 1 kg xà bông ướt mỗi giờ, xác định lượng không khí tối thiểu mỗi giờ.

c) Nếu sử dụng lượng không khí nhiều hơn 30% lượng tối thiểu được xác định ở câu b, tính độ ẩm của dòng khí rời thiết bị sấy và số bậc sấy lý thuyết tương ứng.

Giải: a) Quá trình được thực hiện giai đoạn. Chỉ có nước khuếch tán giữa hai pha xà bông (L) và không khí (G). Đặt \bar{Y} = kg nước/kg không khí khô (kkk) và \bar{X} = kg nước/kg xà bông khô. Dữ kiện cân bằng cho ở trên sẽ được đổi ra theo: \bar{X}, \bar{Y} với $\bar{X} = \frac{\bar{x}}{100 - \bar{x}}$

với \bar{x} là % khối lượng ẩm trong xà bông, ví dụ với $\bar{x} = 15,4\%$ thì:

$$\bar{X} = \frac{15,4}{100 - 15,4} = 0,182 \text{ kg nước/kg xà bông khô}$$

$$\bar{Y} = \frac{p}{760 - p} \cdot \frac{18}{29}$$

với p là áp suất riêng phần của hơi nước trong không khí, ví dụ mmHg, với $p = 71,9 \text{ mmHg}$

$$\bar{Y} = \frac{71,9}{760 - 71,9} \cdot \frac{18}{29} = 0,065 \text{ kg nước/kg kkk}$$

Tương tự như trên dữ kiện cân bằng được đổi ra \bar{X}, \bar{Y} và được vẽ trên đồ thị hình 4.18.

Giai đoạn 1: Không khí ban đầu $p = 12 \text{ mmHg}$

$$\bar{Y}_o = 12/(760-12) \times 18/29 = 0,01 \text{ kg nước/kg kkk}$$

Xà bông ban đầu có: $\bar{x}_o = 16,7\%$

$$\bar{X}_o = 16,7/(100-16,7) = 0,2 \text{ kg nước/kg xà bông khô.}$$

Xà bông sau khi sấy giai đoạn 1 còn độ ẩm $\bar{x}_1 = 13\%$ hay

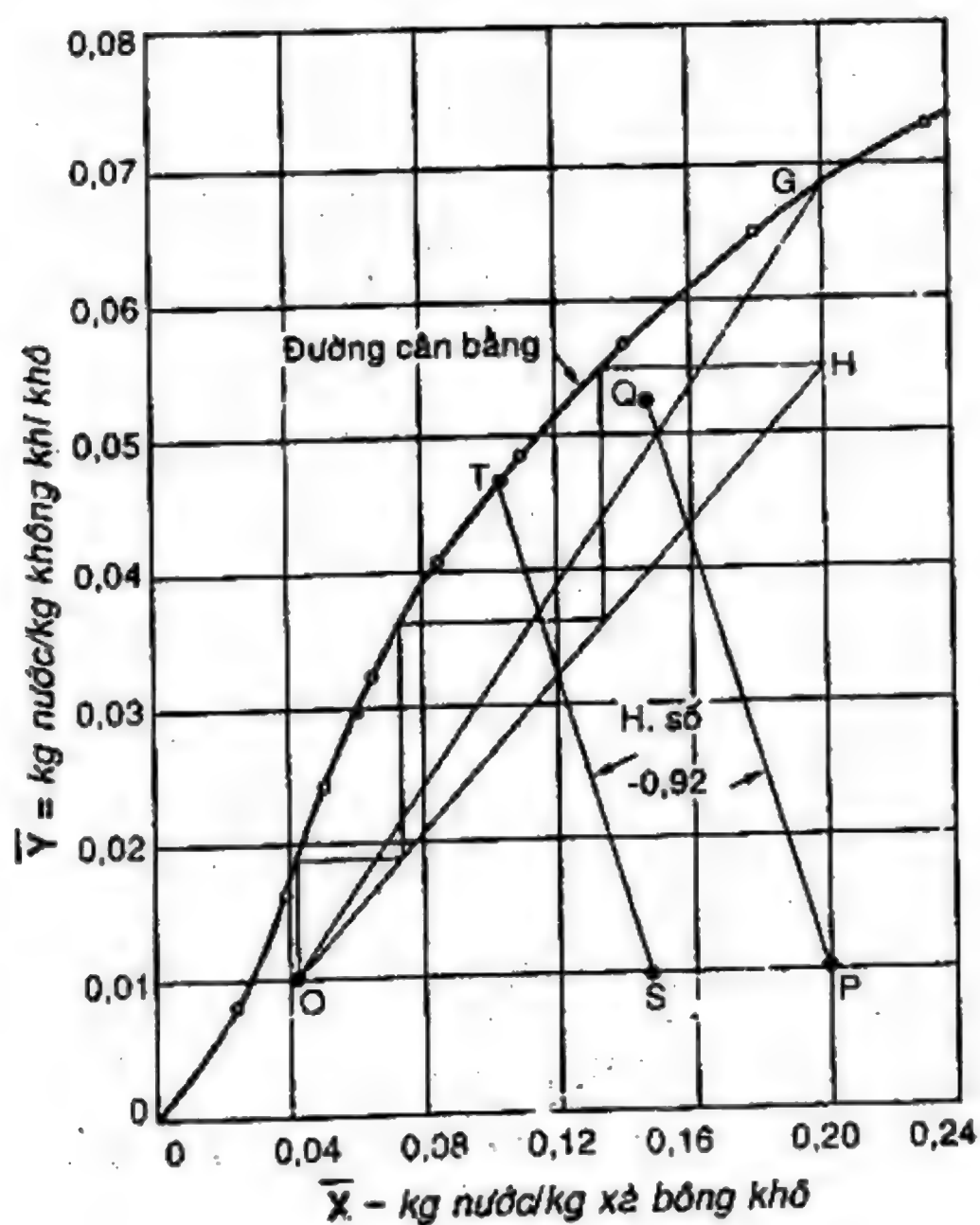
$$\bar{X}_1 = 13/(100-13) = 0,15 \text{ kg nước/kg xà bông khô.}$$

$$\bar{L}_{tr} = \bar{L}_o(1 - \bar{x}_o) = 5(1 - 0,167) = 4,17 \text{ kg xà bông khô}$$

\bar{G}_{tr} là khối lượng không khí khô được xác định từ định luật khí lý tưởng:

$$\bar{G}_{tr} = (4,2 \text{ m}^3) \left(\frac{760-12}{760} \right) \left(\frac{273}{273+50} \right) \left(\frac{29 \text{ kg}}{22,4 \text{ m}^3} \right) = 4,52 \text{ kg kkk}$$

$$\text{Hệ số góc đường làm việc} = -\frac{\bar{L}_{tr}}{\bar{G}_{tr}} = -\frac{4,17}{4,52} = 0,92 \text{ kgxbk/kg kkk}$$



Hình 4.18: Đồ thị cho ví dụ 4.5

Từ điểm $P(\bar{X}_0, \bar{Y}_0)$ trên hình 4.18 ta vẽ đường làm việc có hệ số góc 0,92 đến cắt đường $\bar{X}_1 = 0,15$ tại điểm Q . Điều kiện tại Q là điều kiện cuối của giai đoạn 1.

Giai đoạn 2: Điều kiện bắt đầu của giai đoạn 2 biểu diễn bởi điểm $S(\bar{X}_1, \bar{Y}_0)$ trên đồ thị. Đường làm việc vẽ từ S có cùng hệ số góc với đường PQ vì \bar{L}_{tr} và \bar{G}_{tr} không đổi, cắt đường cân bằng tại T cho biết độ ẩm cuối cùng của xà bông là:

$\bar{X}_2 = 0,095$ *kg nước/kg xà bông khô*, hay:

$$x_2 = \frac{0,095}{1+0,095} \times 100 = 8,7\%$$

b) *Quá trình nghịch dòng*

$$\bar{L}_{tr} = \bar{L}_0(1 - \bar{x}_0) = 1(1 - 0,167) = 0,833 \text{ kg xà bông khô/h}$$

Xà bông ban đầu có $\bar{X}_0 = 0,20$ *kg nước/kg xà bông khô*

Sau quá trình sấy xà bông còn độ ẩm

$$\bar{X}_N = \frac{\bar{x}_N}{1 - \bar{x}_N} = \frac{0,04}{1 - 0,04} = 0,0427 \text{ kg nước/kg xbk}$$

Dòng khí vào: $Y_{N+1} = 0,01$ *kg nước/kg kkk*

Điểm $C(\bar{X}_N, \bar{Y}_{N+1})$ được xác định trên đồ thị hình 4.18), đường làm việc vẽ từ O qua giao điểm của đường $\bar{X}_0 = 0,20$ và đường cân bằng (điểm G) cho ta đường làm việc có hệ số góc cực đại ứng với \bar{G}_{tr} tối thiểu tại điều kiện đã cho. Giá trị tương ứng \bar{Y}_{max} là 0,068. Thay vào phương trình cân bằng vật chất (4.21):

$$0,833(0,20 - 0,0427) = \bar{G}_{trmin}(0,068 - 0,01)$$

$$\bar{G}_{trmin} = 2,27 \text{ kgkkk/h}$$

Tương ứng với:

$$\frac{(2,27 \text{ kg/h})}{(29 \text{ kmol/kg})} \cdot (22,4 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}}) \left(\frac{760}{760 - 12} \right) \left(\frac{273 + 50}{273} \right) = 2,10 \text{ m}^3 \text{ không khí/h}$$

$$c) \bar{G}_{tr} = 1,3 \bar{G}_{trmin} = 1,3 \times 2,27 = 2,95 \text{ kgkkk/h}$$

Phương trình cân bằng vật chất (4.21):

$$0,833(0,20 - 0,0427) = 2,95(\bar{Y}_1 - 0,01)$$

$$\bar{Y}_1 = 0,055 \text{ kg nước/kg kkk}$$

Quá trình được biểu diễn trên đồ thị bằng đường làm việc (đoạn thẳng OH) với H có tọa độ (\bar{X}_0, \bar{Y}_1) . Số bậc sấy lý thuyết là 3 bậc.

BÀI TẬP

4.1. Quá trình hấp thu amoniac từ hỗn hợp không khí - amoniac vào trong nước ở 20°C và 3 atm . Hệ số truyền khối trong pha lỏng là: $k_L = 0,33 \text{ kmol/h.m}^2 \cdot (\text{kmol/m}^3)$ và $k_G = 1,23 \text{ kmol NH}_3/\text{h.m}^2 \cdot \text{atm}$. Áp suất riêng phần NH_3 cân bằng với nồng độ NH_3 loãng trong nước là $p_A = 4,2 C_A$, với p_A tính bằng atm và C_A là $\text{kmol NH}_3/\text{m}^3$ dung dịch. Xác định các hệ số truyền khối tổng quát.

4.2. Tại một vị trí trong thiết bị dùng để hấp thu SO_2 từ hỗn hợp không khí - SO_2 vào trong nước, nồng độ của pha khí chứa 10% SO_2 theo thể tích và pha lỏng chứa 0,4% khối lượng SO_2 . Nhiệt độ ở 50°C và áp suất là 1 atm . Hệ số truyền khối tổng quát tính theo nồng độ pha khí là: $K_G = 0,27 \text{ kmol/h.m}^2 \cdot \text{atm}$. Trở lực khuếch tán có 43% nằm trong pha khí và 57% nằm trong pha lỏng. Dữ kiện cân bằng cho hệ ở 50°C , 1 atm như sau

g SO_2 /100g nước	0,2	0,3	0,5	0,7
Áp suất riêng phần của SO_2 , mmHg	29	46	83	119

- Tính hệ số truyền khối tổng quát theo pha lỏng K_L .
- Tính hệ số truyền khối trong lớp phim khí k_y , k_G , k_c và hệ số truyền khối trong lớp phim lỏng k_L , k_x .
- Xác định nồng độ của SO_2 trong hai pha tại bề mặt tiếp xúc pha.

4.3. Áp suất riêng phần cân bằng của hơi nước trong không khí tiếp xúc với silica gel có tính hấp phụ nước ở 25°C , 1 atm là

Áp suất riêng phần của hơi nước, mmHg	0	2,14	4,74	7,13	9,05	10,9	12,6	14,3	16,7
kg nước/100kg gel khô	0	5	10	15	20	25	30	35	40

- Vẽ đường cân bằng theo $\bar{X} = \text{kg nước/kg gel khô}$ và $\bar{Y} = \text{kg nước/kg không khí khô}$ ở áp suất 1 atm , nhiệt độ 25°C

b) 10 kg silica gel chứa 5% theo khối lượng nước bị hấp phụ được đặt trong dòng không khí có áp suất riêng phần của hơi nước là 12 mmHg. Áp suất tổng cộng 1 atm , nhiệt độ 25°C . Khi hệ đạt cân bằng, silica gel đã hấp phụ thêm một lượng nước là bao nhiêu?

c) 1 kg silica gel chứa 5% khối lượng nước bị hấp phụ được đặt trong bình chứa $25m^3$ không khí ẩm có áp suất riêng phần của hơi nước là 12 mmHg. Áp suất tổng cộng 1 atm, nhiệt độ $25^\circ C$. Khi hệ đạt cân bằng, xác định độ ẩm của không khí và của silica gel, lượng nước mà silica gel hấp phụ thêm được.

d) 1 kg silica gel chứa 18% khối lượng nước bị hấp phụ được đặt trong bình chứa $30m^3$ không khí khô. Nhiệt độ và áp suất duy trì ở $25^\circ C$, 1 atm. Tính thành phần của không khí và của silica gel khi hệ đạt cân bằng.

4.4. Dữ kiện cân bằng cho quá trình hấp phụ hơi benzen lên than hoạt tính ở $33,3^\circ C$ như sau:

Hơi benzen hấp phụ (điều kiện chuẩn)/gC	15	25	40	50	65	80	90	100
Áp suất riêng phần của benzen trong pha khí, mmHg	0,0010	0,0045	0,0251	0,1150	0,2510	1,00	2,81	7,82

a) Hỗn hợp nitrogen - hơi benzen chứa 1,0% benzen theo thể tích được cho tiếp xúc liên tục nghịch dòng với dòng than hoạt tính để hấp phụ 95% benzen trong dòng khí. Suất lượng dòng khí là $2,7m^3/ph$. Than hoạt tính đi vào có $15m^3$ hơi benzen hấp phụ (điều kiện chuẩn)/gC. Nhiệt độ và áp suất duy trì ở $33,3^\circ C$ và 1 atm. Nitrogen không bị hấp phụ. Xác định lượng than hoạt tính tối thiểu sử dụng mỗi giờ. Nếu sử dụng lượng than hoạt tính gấp hai lần lượng tối thiểu, xác định nồng độ benzen bị hấp phụ trên than hoạt tính trong dòng ra.

b) Lập lại câu trên nếu hai pha chuyển động cùng chiều.

c) Than hoạt tính đã hấp phụ trên nó $100cm^3$ (điều kiện chuẩn) hơi benzen/gC được tái sinh với suất lượng 45,4 kg benzen trong than/h xuống còn nồng độ $55cm^3$ benzen hấp phụ/gC bằng quá trình tiếp xúc liên tục nghịch dòng ở 1 atm, $33,3^\circ C$. Tìm suất lượng tối thiểu của nitrogen, m^3/h . Nếu suất lượng dòng khí nitrogen gấp hai lần suất lượng tối thiểu, tìm nồng độ benzen trong dòng khí ra, số bậc lý thuyết để thực hiện quá trình.

THÁP CHUNG CẤT - HẤP THU

Trong sản xuất thường dùng nhiều loại thiết bị khác nhau để thực hiện quá trình hấp thu - chưng cất. Tuy nhiên, yêu cầu cơ bản chung cho các thiết bị vẫn giống nhau, nghĩa là diện tích bề mặt tiếp xúc pha phải lớn, điều này phụ thuộc vào mức độ phân tán của một lưu chất này vào lưu chất kia. Nếu pha khí phân tán vào pha lỏng ta có các loại tháp mâm, nếu pha lỏng phân tán vào pha khí ta có tháp chêm, tháp phun... Ở đây ta khảo sát hai loại tháp thường dùng là tháp mâm và tháp chêm.

Để chuyển từ số mâm lý thuyết thành số mâm thực ta cần phải biết hiệu suất. Ngoài việc xác định số mâm thực còn một số yếu tố khác quan trọng không kém khi thiết kế tháp mâm. Nếu mắc phải sai lầm khi quyết định sẽ làm cho độ tinh khiết sản phẩm kém, năng suất thấp hơn mong muốn, tính linh động kém khi vận hành và thậm chí tháp không hoạt động được. Việc sửa chữa những sai lầm này khi đã xây dựng tháp sẽ rất tốn kém. Đầu tiên sẽ khảo sát phần cơ sở thiết kế mâm vì hiệu suất mâm phụ thuộc vào thiết kế của từng mâm riêng biệt.

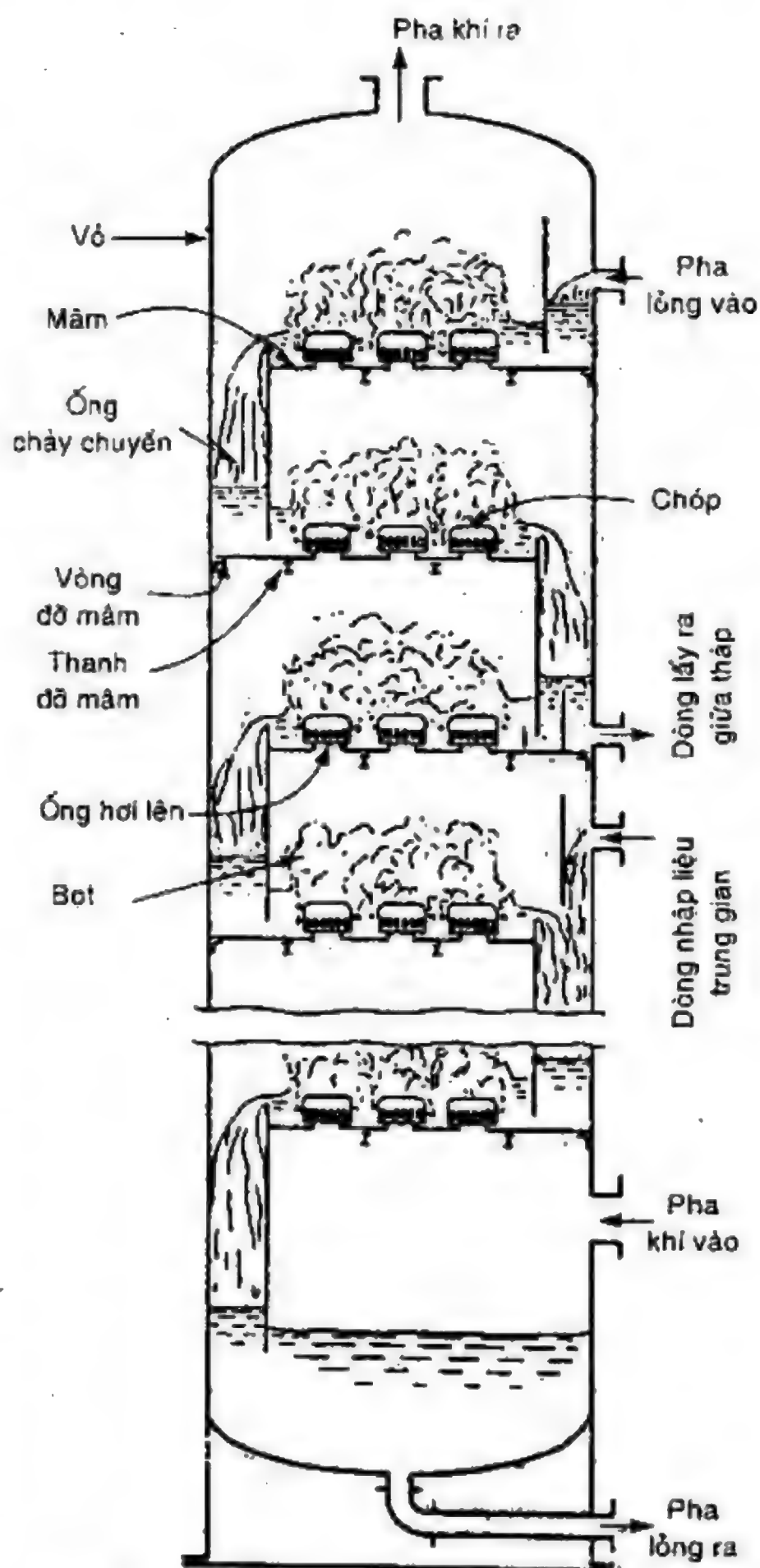
Tháp chưng cất rất phong phú về kích cỡ và ứng dụng, các tháp lớn nhất thường được dùng trong công nghiệp lọc hóa dầu. Lớn và phức tạp là các tháp dùng để chưng cất các dung môi, không khí lỏng và công nghiệp hóa chất nói chung. Tùy theo năng suất đường kính tháp có thể từ 0,3m đến hơn 9m, số mâm có thể từ vài mâm đến rất nhiều. Khoảng cách mâm có thể từ 150mm hay ít hơn đến khoảng 1m. Tháp có thể hoạt động ở áp suất cao hay thấp, từ nhiệt độ thấp của khí hóa lỏng đến gần 900°C khi chưng cất sodium và potassium.

Hỗn hợp được chưng cất có thể thay đổi rất nhiều về độ nhớt, hệ số khuếch tán, tính ăn mòn, khuynh hướng tạo bọt và tính phức tạp của nồng độ. Tháp mâm đều sử dụng được cho cả quá trình chưng cất và hấp thụ.

Tháp mâm và tháp chêm được trình bày ở dưới thuộc vào loại thông thường hoạt động gần với áp suất khí quyển và các hỗn hợp có tính chất thông thường.

5.1 THÁP MÂM

Tháp mâm gồm thân tháp hình trụ thẳng đứng trong có gắn các mâm có cấu tạo khác nhau trên đó pha lỏng và pha hơi được cho tiếp xúc nhau. Hình 5.1 trình bày sơ đồ hoạt động của tháp mâm chóp. Chất lỏng đi vào tháp ở đỉnh hoặc tại một mâm thích hợp nào đó và chảy xuống do trọng lực qua mỗi mâm bằng ống chảy chuyển. Pha hơi hoặc khí đi từ dưới lên qua mỗi mâm bằng các khe hở trên mâm do cấu tạo khác nhau của mâm tạo nên. Quá trình chưng cất tháp được xem như là tiếp xúc pha nghịch dòng mặc dù trên mỗi mâm hai pha tiếp xúc giao dòng.



Hình 5.1: Sơ đồ hoạt động của tháp mâm

Số mâm trong tháp tùy thuộc vào mức độ phân riêng của hai pha và được xác định từ phương trình cân bằng vật chất giữa hai pha và cân bằng pha. Hiệu suất mâm được xác định sau khi đã có thiết kế cơ khí và các điều kiện hoạt động của tháp, và từ đó xác định được số mâm thực. Đường kính của tháp phụ thuộc vào suất lượng của pha lỏng, pha khí qua tháp. Khi đã xác định được số mâm lý thuyết, vấn đề chính của thiết kế tháp là chọn các kích thước và cách sắp xếp sao cho dung hòa được một số yếu tố trái ngược nhau. Nói chung, các điều kiện để mâm có hiệu suất cao lại dẫn đến các khó khăn trong điều hành tháp.

Để mâm có hiệu suất cao, thì khi hoạt động mức chất lỏng trên mâm và vận tốc khí phải lớn. Điều này có thể gây nên sự lôi cuốn cơ học các giọt lỏng trong dòng hơi từ mâm dưới lên mâm trên, làm giảm sự biến đổi nồng độ tạo nên bởi quá trình truyền khối, và như vậy làm giảm hiệu suất mâm. Ngoài ra nó còn tạo nên độ giảm áp lớn cho pha hơi (khí), làm tăng công suất máy nén khí cho tháp hấp thu, hoặc tăng nhiệt độ sôi ở nồi đun của tháp chưng cất. Cuối cùng độ giảm áp cao của pha khí làm cho tháp dễ bị ngập lụt khi hoạt động.

Tóm lại, khi thiết kế ta chọn các kích thước và cách bố trí mâm khác nhau sao cho dung hòa được các yêu cầu hoạt động trái nghịch nhau ở trên.

5.1.1 Đặc trưng chung

1- Thân tháp và mâm

Thân tháp và mâm được làm bằng loại vật liệu phụ thuộc vào mức độ ăn mòn của môi trường làm việc. Thân tháp thường có hình trụ tròn, chế tạo thành từng đoạn tháp ghép với nhau bằng mặt bích. Bề dày của vật liệu phụ thuộc vào tốc độ ăn mòn của môi trường và áp suất làm việc bên trong tháp.

Mâm được gắn cố định vào tháp. Nếu cần phải có vòng đỡ hoặc thanh đỡ để mâm được phẳng.

2- Khoảng cách mâm

Khoảng cách mâm thường được chọn trước trên cơ sở điều kiện chế tạo, bảo trì, chi phí hợp lý sau đó kiểm tra lại khi tháp hoạt động đảm bảo không lụt.

Bảng 5.1: Khoảng cách mâm theo đường kính mâm

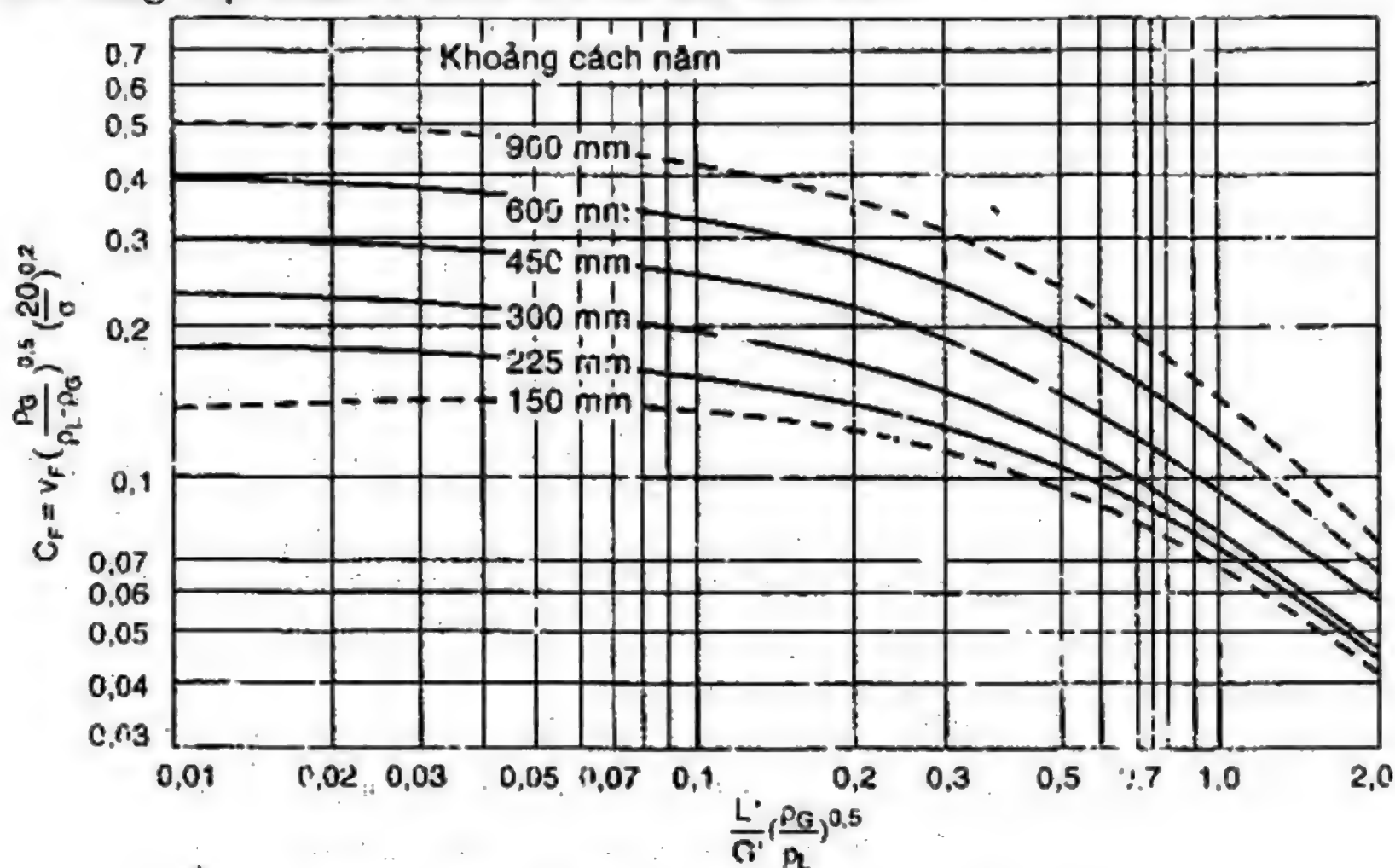
Đường kính mâm D (m)	Khoảng cách mâm H (m)
đến 1,2	tối thiểu 0,150
1,2 ÷ 3,0	0,450 ÷ 0,500
3,0 ÷ 3,6	0,600
3,6 ÷ 7,2	0,750
	0,900

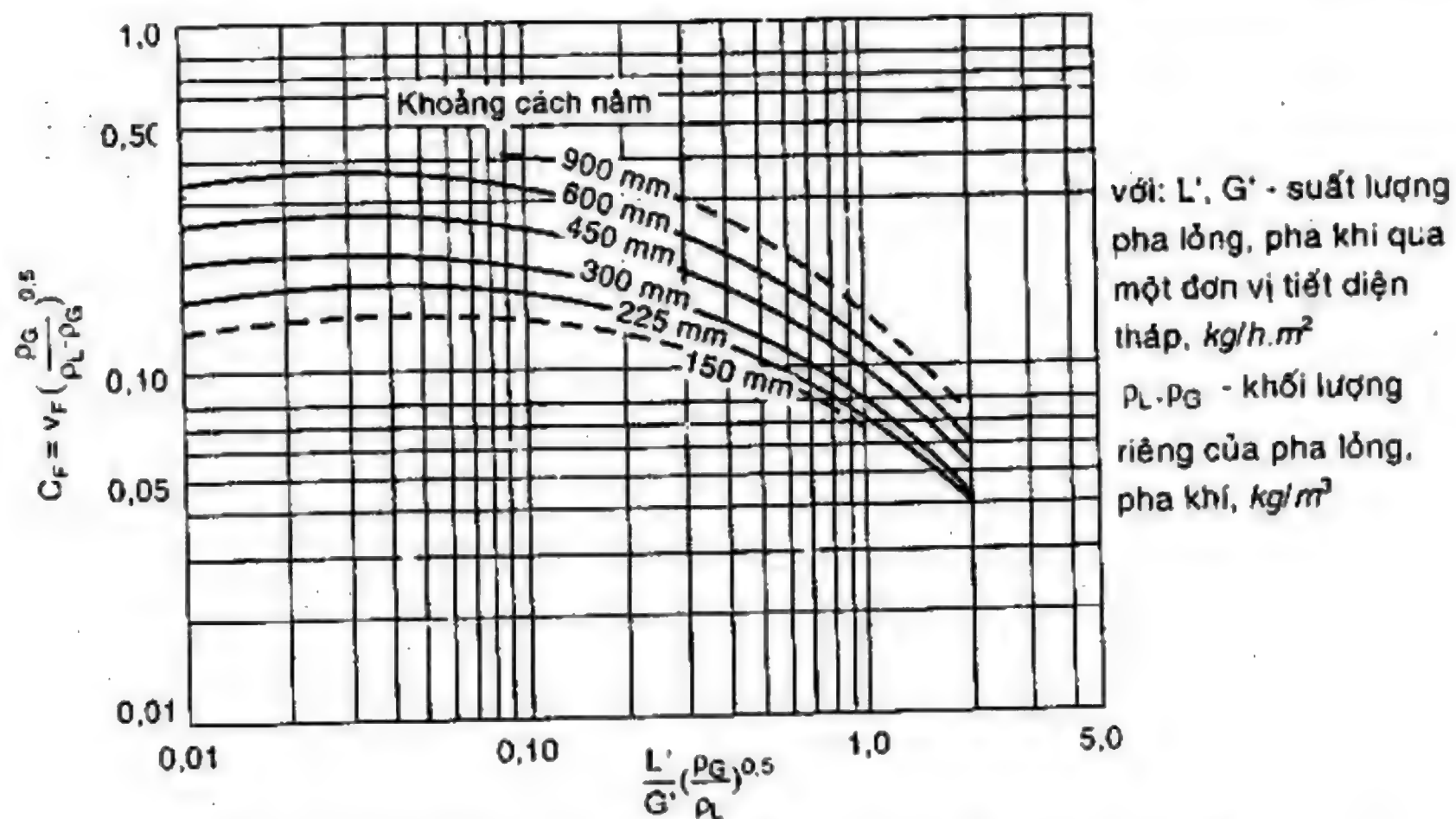
3- Đường kính tháp

Đường kính tháp, hay tiết diện tháp, tương ứng với suất lượng pha lỏng, pha khí đã cho phải đủ để khi tháp hoạt động không gây nên trạng thái lụt hoặc lõi cuốn pha lỏng lên mâm trên quá nhiều. Với loại mâm chóp hay xuyên lỗ ở trạng thái ngập lụt, vận tốc biểu kiến của pha khí v_F (dựa trên diện tích bề mặt bốc hơi của mâm S_n) liên hệ đến khối lượng riêng của hai pha như sau:

$$v_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{1/2} \text{ m/s} \quad (5.1)$$

Diện tích bề mặt bốc hơi bằng diện tích mâm S_n trừ đi tiết diện ống chảy chuyển như dòng chảy ở hình 5.1. C_F là thông số năng suất phụ thuộc vào suất lượng của hai pha và được xác định bằng đồ thị cho từng loại mâm ở hình 5.2 và 5.3 như sau.

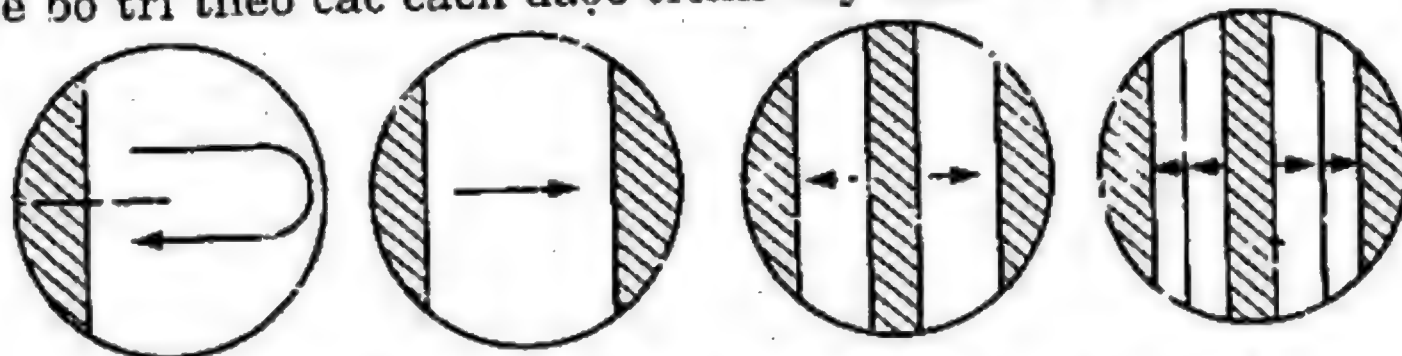
**Hình 5.2: Graph để xác định C_F cho mâm chóp**



Hình 5.3: Giản đồ xác định C_F cho mâm xuyên lỗ

Giá trị v nhỏ hơn sẽ được dùng để tính đường kính thực của tháp, với chất lỏng không tạo bọt v lấy bằng $80 + 85\% v_F$, với chất lỏng tạo bọt v lấy tối đa bằng $75\% v_F$. Trong thực tế, tháp hoạt động ở áp suất thường giá trị của v từ $0,3 + 0,9 \text{ m/s}$. Ngoài ra, vì lý do chi phí chế tạo nên tháp không nên có đường kính thay đổi để phù hợp với sự biến đổi của suất lượng pha lỏng, pha khí từ đầu này đến đầu kia của tháp. Chỉ khi suất lượng hai pha thay đổi đáng kể và đặc biệt nếu vật liệu chế tạo mắc tiền mới dùng hai đường kính tháp. Thường thì chọn suất lượng lớn nhất để thiết kế.

Ống chảy chuyển có thể có tiết diện là hình viên phân hay hình tròn, và thường chiếm từ $10 + 15\%$ tiết diện tháp và để lại $70 + 80\%$ tiết diện tháp cho quá trình tiếp xúc giữa hai pha. Với tháp nhỏ ống chảy chuyển có thể có tiết diện hình tròn. Ống chảy chuyển phải được kéo gần sát đến mâm dưới (phải thấp hơn gờ chảy tràn của mâm dưới) để giữ một lớp chất lỏng trong ống ngăn không cho pha khí thổi tắt vào ống. Trong trường hợp tháp rất lớn, ống chảy chuyển có thể bố trí theo các cách được trình bày trên bảng 5.2 và hình 5.4.



Hình 5.4: Các loại dòng chảy của pha lỏng trên mâm

4- Gờ chảy tràn

Chiều cao mực chất lỏng trên mâm được duy trì bằng gờ chảy tràn, có thể là phần kéo dài lên khỏi mâm của ống chảy chuyển. Để bảo đảm sự phân phối đồng đều pha lỏng trên mâm, gờ chảy tràn có thể bằng 60 đến 75% đường kính tháp.

5- Chuyển động của dòng lỏng trên mâm

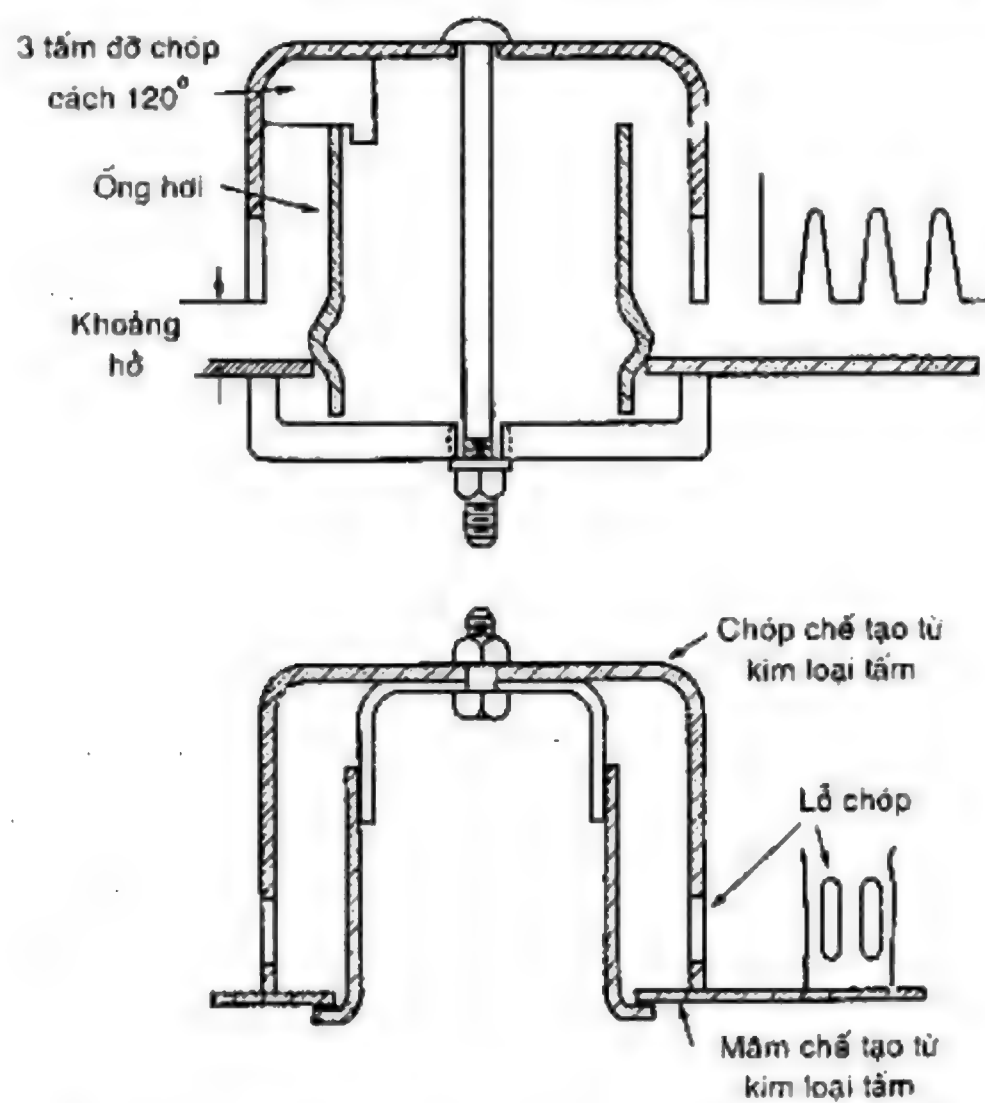
Tùy thuộc vào suất lượng dòng lỏng chảy trên mâm mà ống chảy chuyển có thể được bố trí khác nhau, do đó, tạo nên các dòng chảy pha lỏng khác nhau như hình 5.4. Bảng 5.2 cho thấy suất lượng cho phép với bốn loại mâm

Bảng 5.2: Suất lượng pha lỏng cho phép theo loại mâm, m^3/h

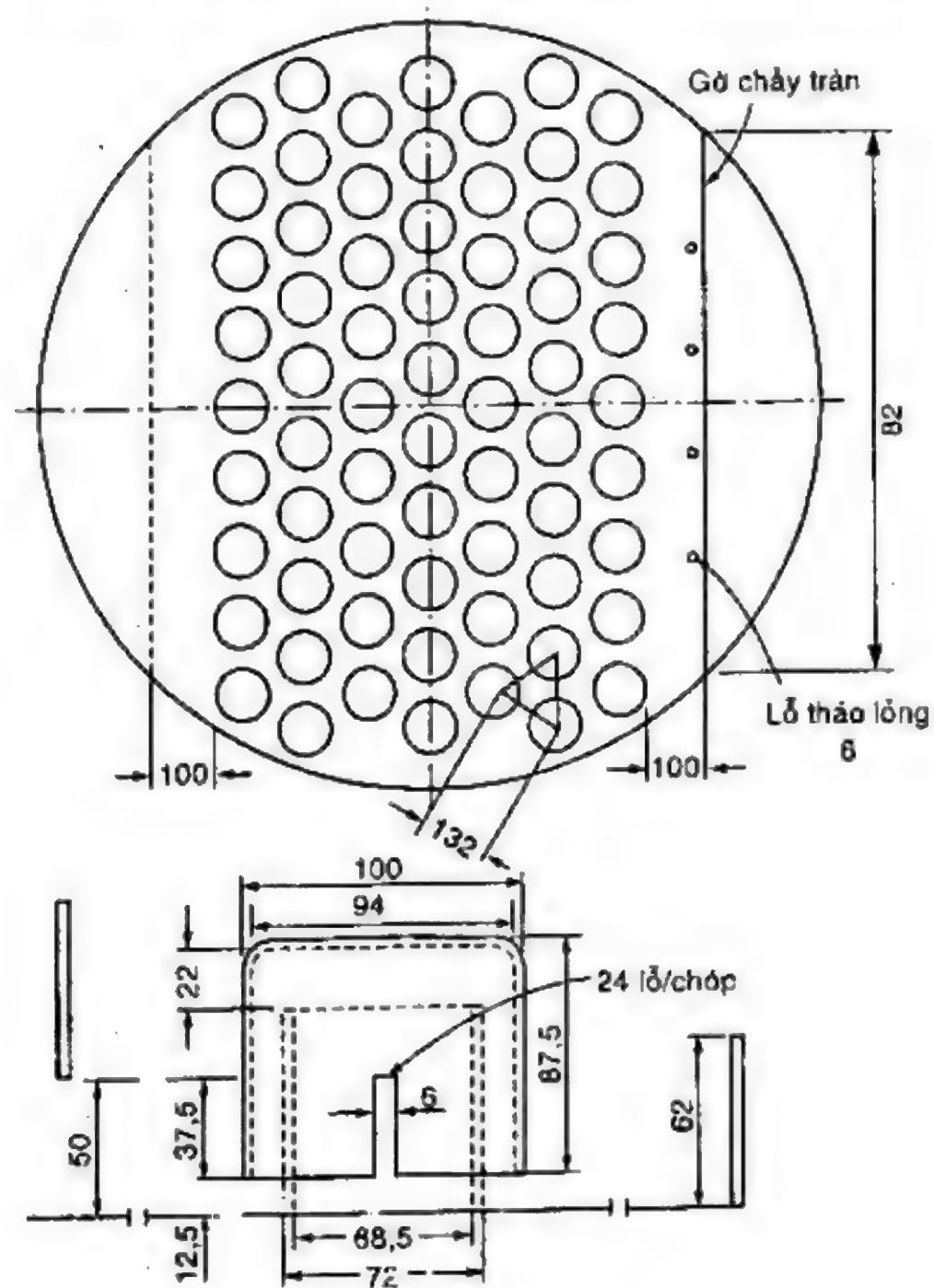
Đường kính tháp, mm	Loại mâm			
	1	2	3	4
1000	0 - 7	7 - 45	-	-
1400	0 - 9	9 - 70	-	-
2000	0 - 11	11 - 90	90 - 160	-
2600	0 - 11	11 - 110	110 - 180	-
3400	0 - 11	11 - 110	110 - 200	200 - 300
4000	0 - 11	11 - 110	110 - 230	230 - 350
5000	0 - 11	11 - 110	110 - 250	250 - 400
7000	0 - 11	11 - 110	110 - 250	250 - 400

5.1.2 Tháp mâm chóp

Trên mâm có gắn chóp và ống chảy chuyển, ống chảy chuyển có thể có tiết diện hình tròn, viên phân, một ống hay nhiều ống tùy suất lượng pha lỏng. Chóp có thể hình tròn (H.5.5) hay một dạng khác (H.5.6). Ở chóp có rãnh xung quanh để pha khí đi qua, rãnh chóp có thể hình chữ nhật, tam giác hay hình tròn. Theo nghiên cứu thì hình dáng của rãnh không ảnh hưởng nhiều lên quá trình truyền khối.

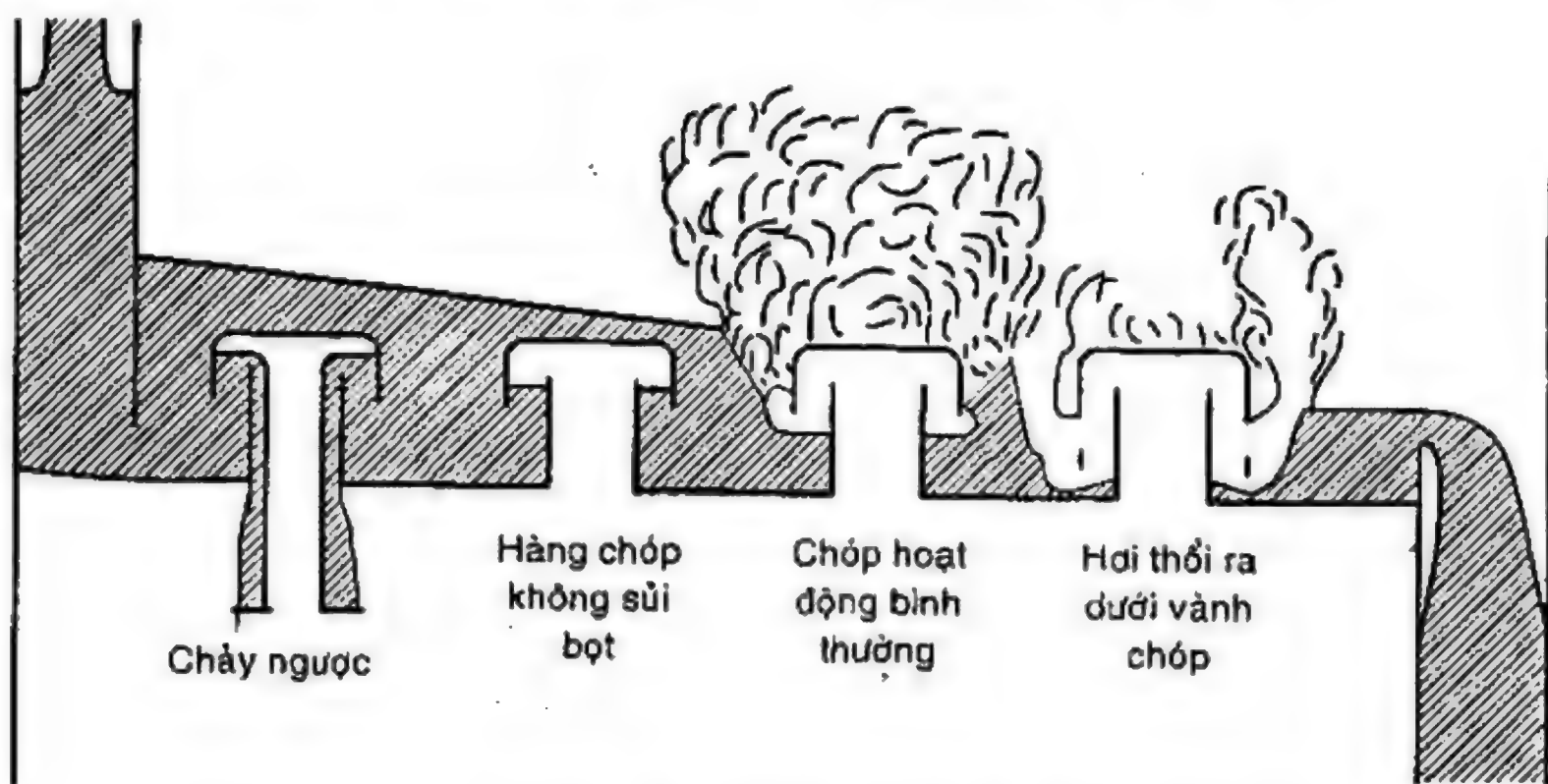


Hình 5.5: Cấu tạo một chóp tròn tiêu biểu



Hình 5.6: Cấu tạo mâm có chóp

Chóp được lắp vào mâm bằng nhiều cách khác nhau. Sự chuyển động của pha khí và lỏng trong tháp như sau: Chất lỏng chảy từ trên xuống, từ mâm trên xuống mâm dưới nhờ ống chảy chuyên. Khí đi từ dưới lên qua ống khí rồi xuyên qua các rãnh chóp để sục vào lớp chất lỏng trên mâm. Hiệu quả của quá trình sục khí vào lỏng phụ thuộc rất nhiều vào vận tốc khí và chiều cao lớp chất lỏng trên mâm. Nếu vận tốc khí nhỏ thì phạm vi sục khí nhỏ hoặc không sục vào lỏng được nhưng nếu vận tốc khí quá lớn thì quá trình sục khí cũng không tốt vì lúc đó có thể xảy ra hiện tượng hoặc là chất lỏng bị lôi cuốn theo dòng khí hoặc là chất lỏng bị dạt ra một vùng (H.5.7).



Hình 5.7: Ảnh hưởng hỗ tương của pha khí và pha lỏng

Độ giảm áp của pha khí qua tháp mâm chóp

1- Độ mở lỗ chóp

Lớp chất lỏng luôn ngập chóp. Khi pha khí thổi qua, áp suất bên dưới chóp sẽ tăng lên và chất lỏng bị đẩy xuống dưới lỗ chóp để hở lỗ chóp cho pha khí đi ra sục vào pha lỏng.

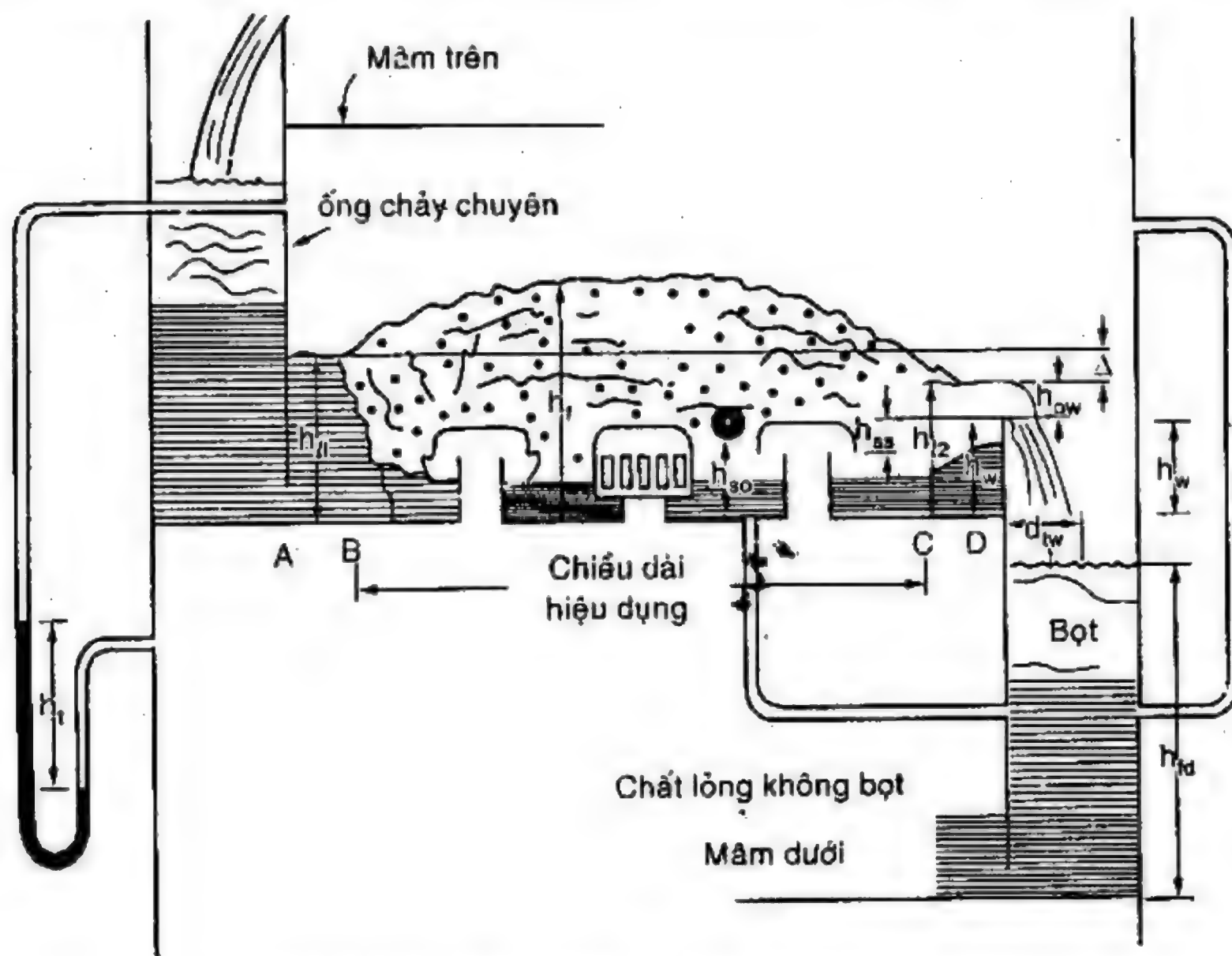
Với lỗ chóp hình chữ nhật, độ mở lỗ chóp h_s có thể được ước tính theo công thức

$$h_s = 7,55 \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/3} h_{so}^{2/3} \left(\frac{Q_G}{S_s} \right)^{2/3}, \text{ mm chất lỏng} \quad (5.2)$$

với: h_{so} - chiều cao hình học lỗ chóp, mm

Q_G - lưu lượng của pha khí, m^3/s

S_s - tổng diện tích các lỗ chóp trên mỗi mâm, m^2



Hình 5.8: Sơ đồ thủy động lực học mâm chóp

Ký hiệu

- h_t : độ giảm áp tổng cộng của pha khí qua mâm, mm chất lỏng.
- d_{tw} : bề ngang chất lỏng vượt qua gờ chảy tràn, mm
- h_l : chiều cao lớp chất lỏng sủi bọt trên mâm, mm
- h_{td} : chiều cao lớp chất lỏng bọt trong ống chảy chuyển, mm
- h_l : chiều cao tương đương lớp chất lỏng trên mâm, mm
- h_{sc} : khoảng cách từ mép chóp đến mâm, mm
- h_{li} : chiều cao lớp chất lỏng khi vào mâm, mm
- h_{to} : chiều cao chất lỏng trước khi vào ống chảy chuyển, mm
- h_{ow} : chiều cao lớp chất lỏng trên gờ chảy tràn, mm
- h_{so} : chiều cao lỗ chóp, mm, hay độ giảm áp qua lỗ chóp, mm chất lỏng
- h_{as} : chiều cao thủy tĩnh lớp chất lỏng trên lỗ chóp đến gờ chảy tràn, mm
- h_w : chiều cao gờ chảy tràn trên mâm, mm
- Δ : gradient chiều cao chất lỏng trên mâm, mm

Nếu mâm chóp được thiết kế tốt pha khí sẽ thổi qua toàn bộ lỗ chóp khi đó chóp mở toàn bộ và $h_g = h_{g0}$. Nếu pha khí có lưu lượng lớn hơn thì nó sẽ thổi qua dưới mép chóp. Nếu quá nhỏ thì hiệu quả sử dụng lỗ chóp không cao.

2- Chiều cao mực chất lỏng trên gờ chảy tràn

Khi chảy vào ống chảy chuyển, chất lỏng tạo nên một lớp trên gờ chảy tràn, h_{ow} . Đại lượng này được xác định theo công thức

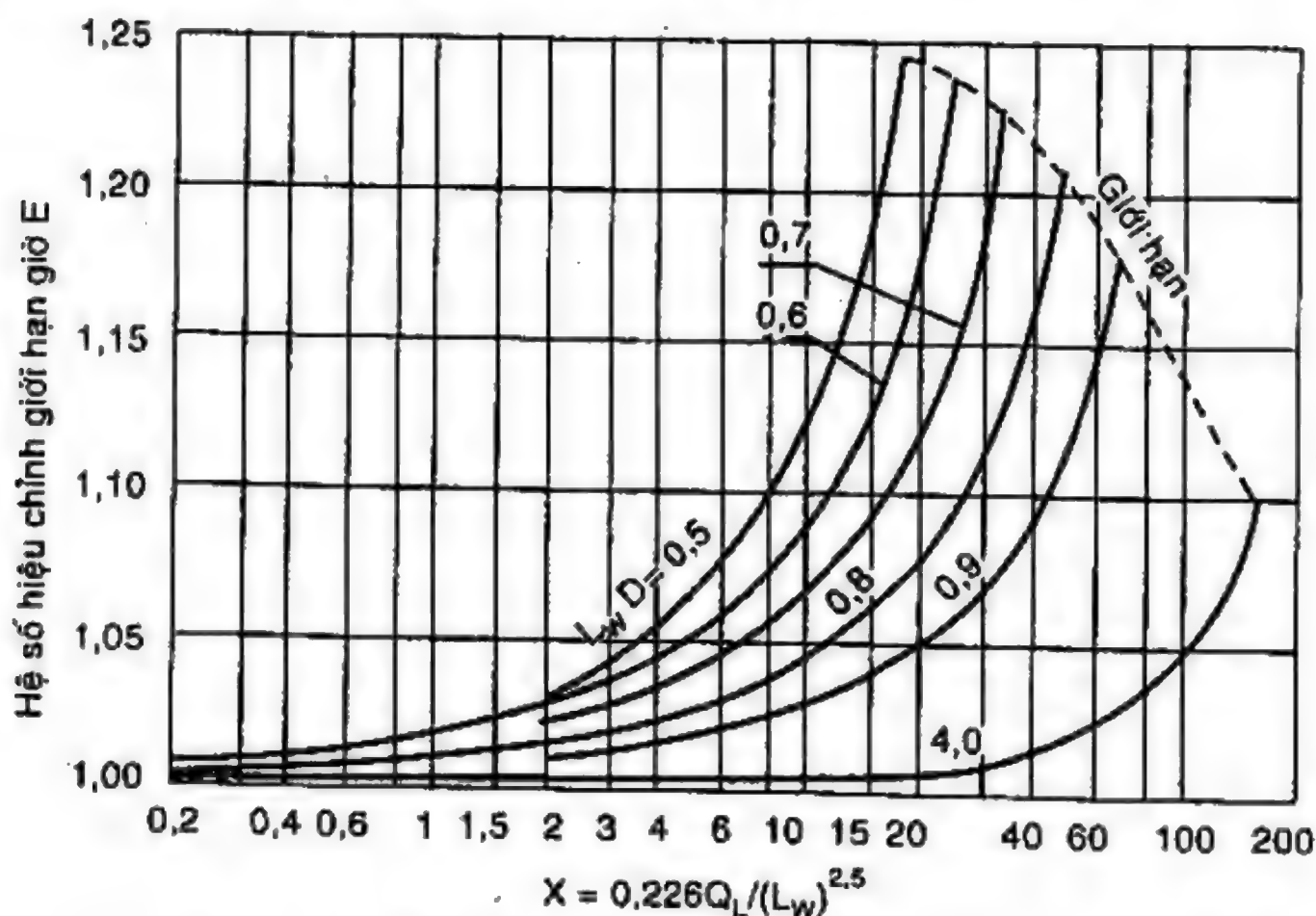
$$h_{ow} = 2,84 E \left(\frac{Q_L}{L_w} \right)^{2/3}, \text{ mm chất lỏng} \quad (5.3)$$

với: Q_L - lưu lượng chất lỏng, m^3/h ; L_w - chiều dài gờ chảy tràn, m

E - hệ số hiệu chỉnh cho gờ chảy tràn được xác định bởi

$$E = f\left(\frac{Q_L}{L_w^{2,5}}, \frac{L_w}{D}\right) \quad (5.4)$$

được cho trên đồ thị hình 5.9 với D là đường kính tháp.



Hình 5.9: Hệ số hiệu chỉnh cho gờ chảy tràn

3- Gradient chiều cao mực chất lỏng trên mâm

Áp suất pha lỏng giảm khi chảy qua mỗi hàng chóp trên mâm làm giảm chiều cao mực chất lỏng trên mâm theo chiều dòng chảy được biểu diễn trên hình 5.8. Đại lượng này không nên quá lớn, nhất là với mâm có đường kính lớn. Trong những trường hợp lớn, sự phân phối khí

cho mỗi chóp sẽ không đều. Trong trường hợp xấu nhất, lượng khí lớn nhất sẽ đi vào các chóp gần bờ chảy tràn nơi có mực chất lỏng thấp nhất; trong khi các chóp nằm gần ống chảy chuyển của mâm trên, nơi pha lỏng đi vào mâm và có mực chất lỏng cao nhất, sẽ không hoạt động. Hình 5.7 minh họa cho trường hợp này.

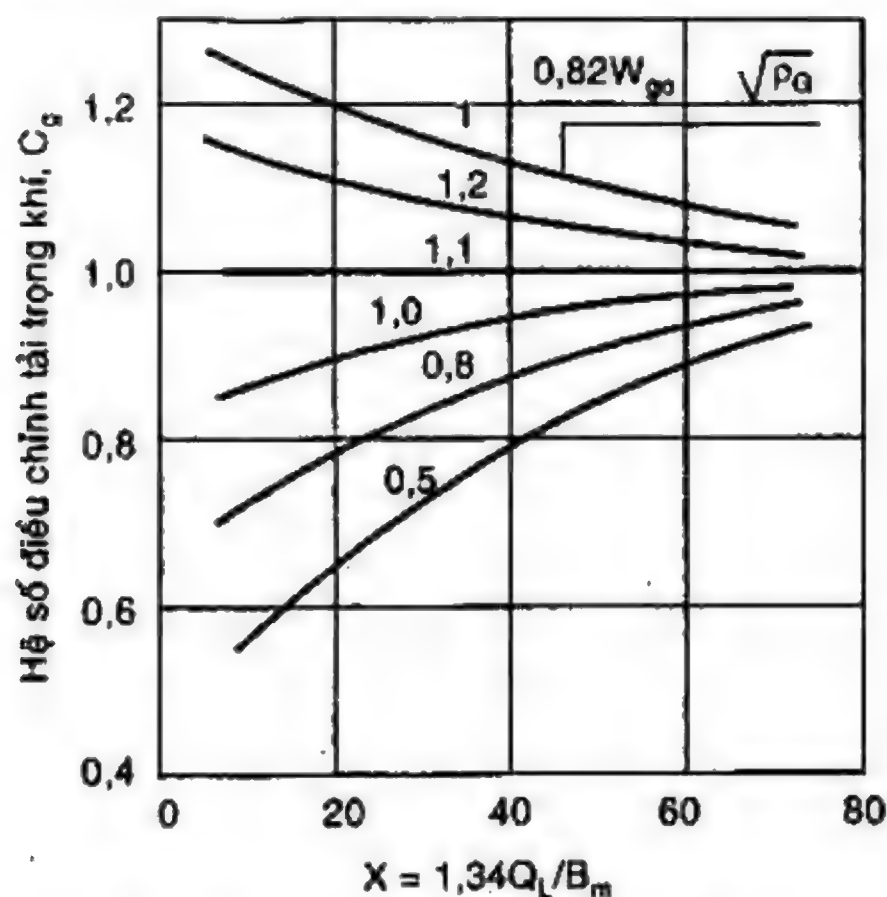
Đại lượng Δ được xác định theo biểu thức:

$$\Delta = C_g \cdot \Delta' \cdot n \quad (5.5)$$

với: n - số hàng chóp mà pha lỏng phải chảy qua

Δ' - gradient chiều cao mực chất lỏng qua một hàng chóp

C_g - hệ số hiệu chỉnh cho suất lượng pha khí xác định theo hình 5.10.



Hình 5.10: Hệ số hiệu chỉnh cho suất lượng pha khí

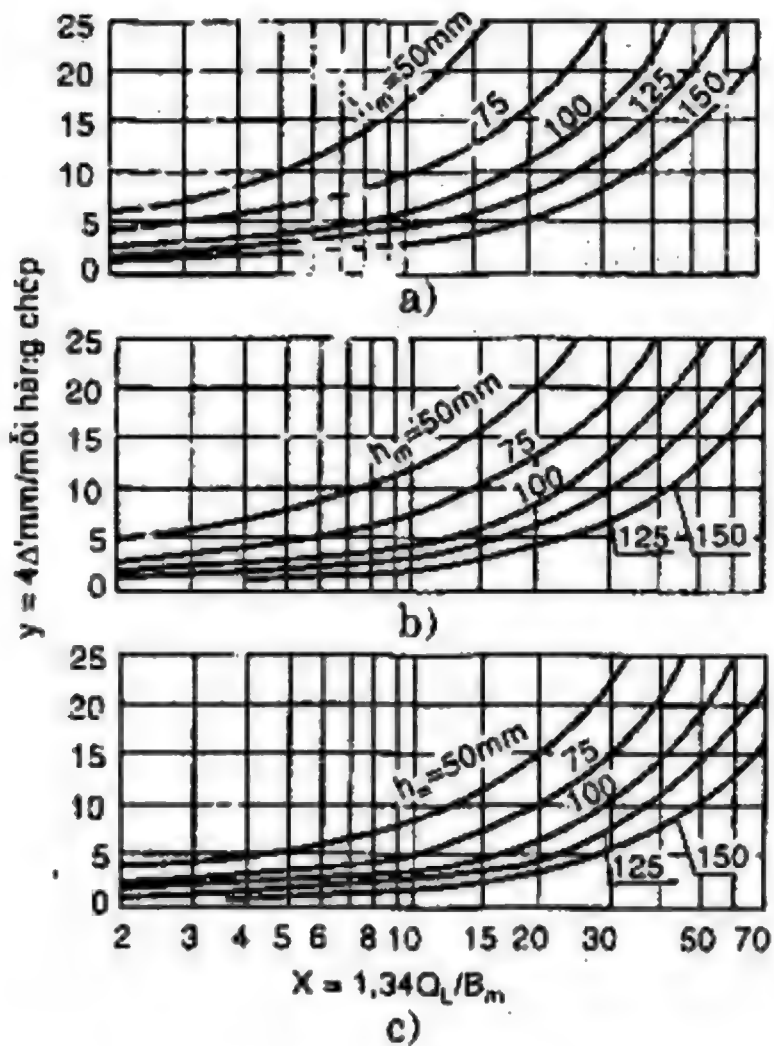
Các giá trị của $4\Delta' = f(h_m, Q_L, B_m, h_{sc})$ được cho trên các giản đồ hình 5.11 đến hình 5.14.

Trong các biểu thức trên h_m là chiều cao mực chất lỏng trung bình trên mâm:

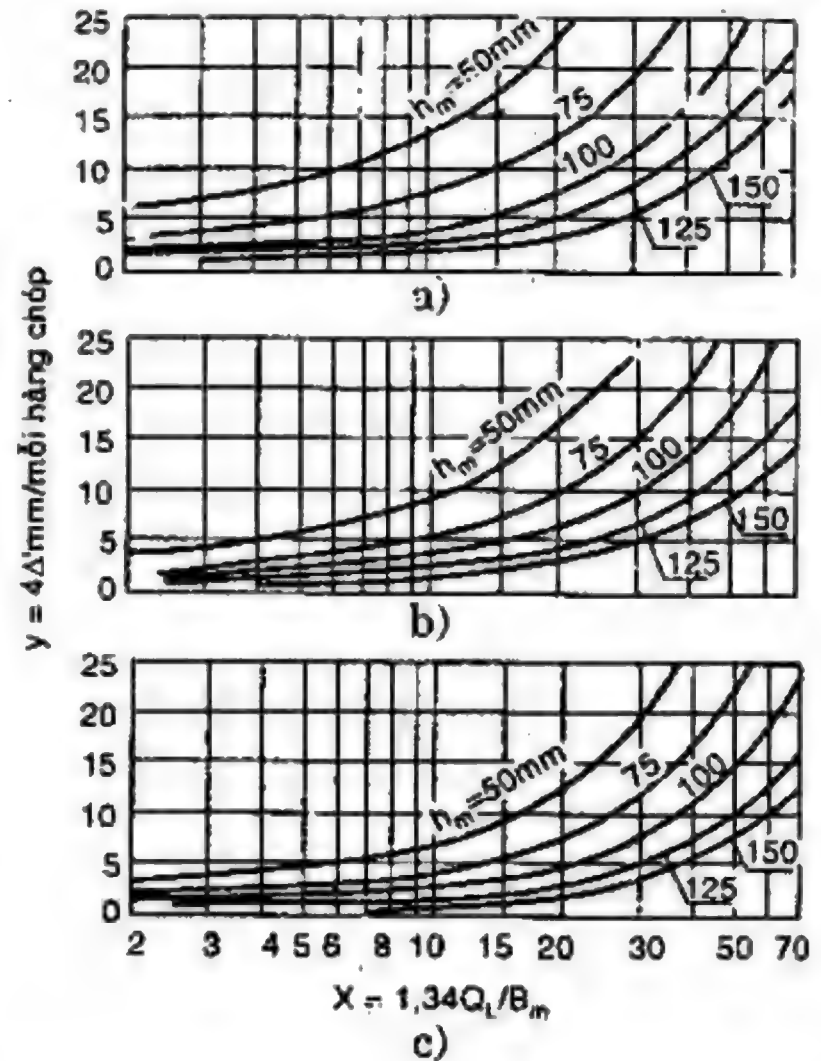
$$h_m = h_w + h_{ow} + \frac{1}{2}\Delta$$

với: h_{sc} - khoảng cách từ mép chóp đến mâm

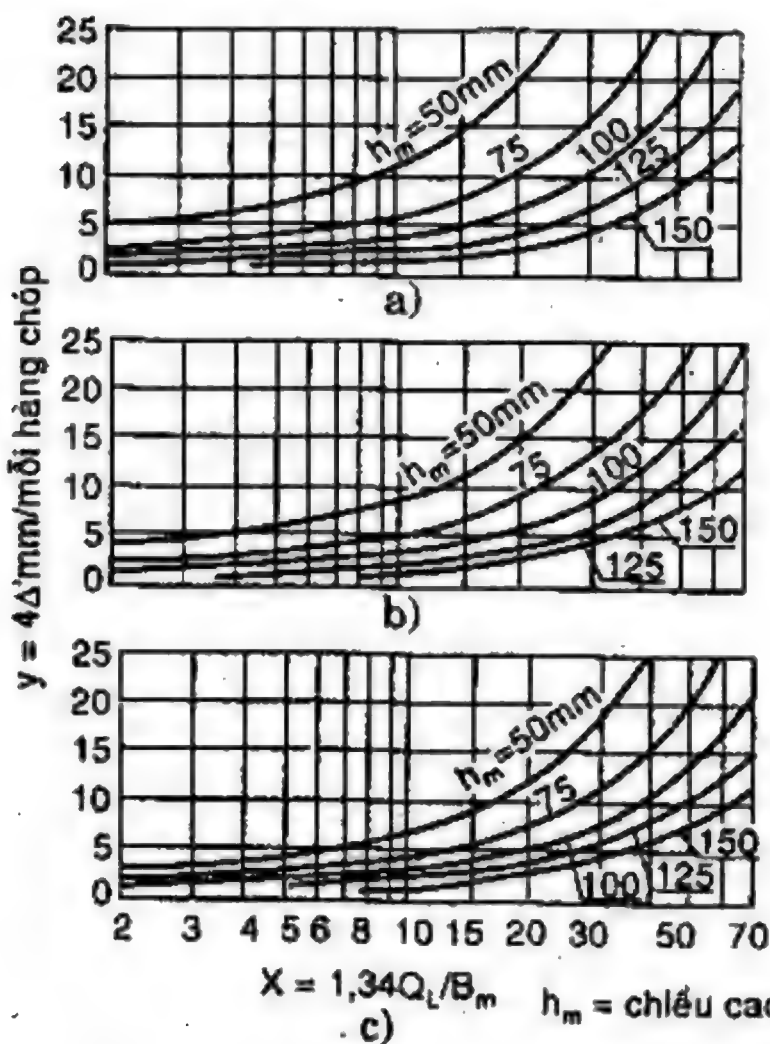
B_m - bề rộng trung bình của mâm, m .



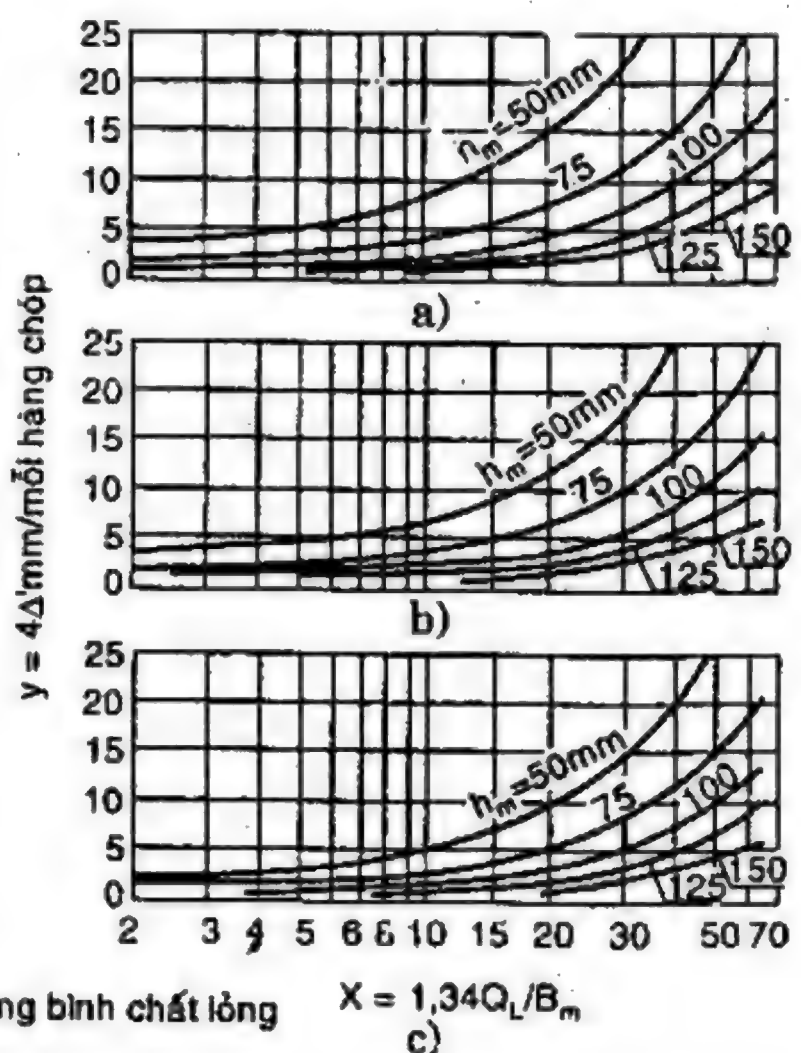
Hình 5.11: Khoảng cách giữa hai chóp bằng 25% đường kính chóp



Hình 5.12: Khoảng cách giữa hai chóp bằng 31,25% đường kính chóp

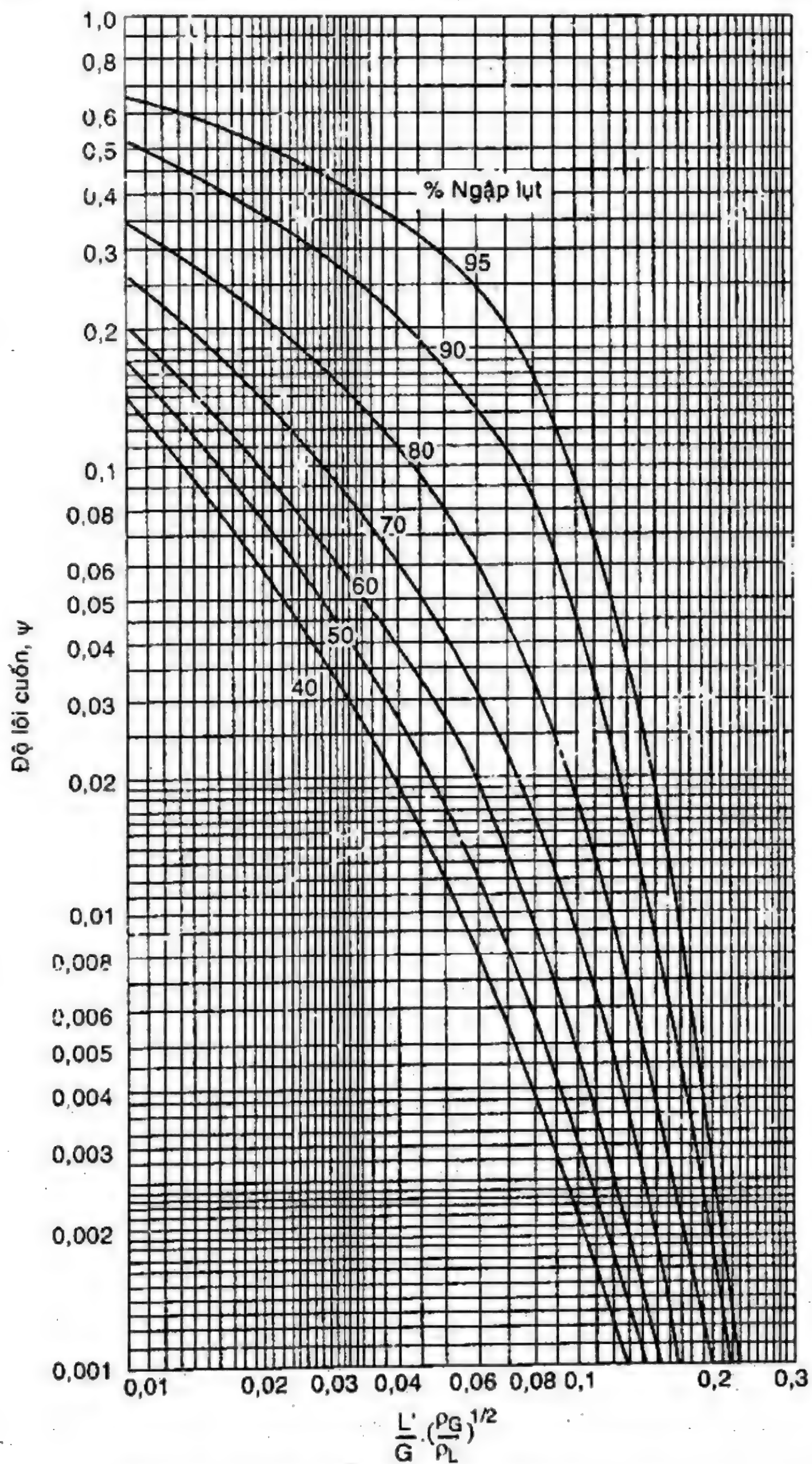


Hình 5.13: Khoảng cách giữa hai chóp bằng 37,25% đường kính chóp



Hình 5.14: Khoảng cách giữa hai chóp bằng 50% đường kính chóp

Trong các hình trên: a) $h_{sc} = 12,5mm$; b) $h_{sc} = 25mm$; c) $h_{sc} = 37,5mm$



Hình 5.15: Độ lồi cuốn chất lỏng cho mâm chóp

4- Độ lôi cuốn chất lỏng

Độ lôi cuốn chất lỏng được định nghĩa là lượng chất lỏng bị pha hơi lôi cuốn từ mâm dưới lên mâm trên. Độ lôi cuốn chất lỏng như vậy làm giảm hiệu suất mâm vì nó mang chất lỏng từ mâm có nồng độ cấu tử dễ bay hơi thấp lên mâm có nồng độ cấu tử dễ bay hơi cao. Ngoài ra, nó có thể mang cấu tử không bay hơi đi dần lên phía trên cột làm bẩn sản phẩm đỉnh. Tỷ lệ chất lỏng bị lôi cuốn được định nghĩa như sau:

$$\psi = \frac{e}{L+e} \quad (5.6)$$

với: e - lượng chất lỏng bị lôi cuốn, mol/h

L - lượng chất lỏng chảy xuống, mol/h .

Nếu không có hiện tượng lôi cuốn chất lỏng $\psi = 0$. Khi xảy ra ngập lụt $\psi = 1$.

ψ được xác định từ thực nghiệm theo thông số $\frac{L'}{G'} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{1/2}$ từ giản đồ H.5.15.

5- Độ giảm áp của pha khí qua một mâm, h_t

Pha hơi chuyển động qua mâm và chất lỏng trên mâm sẽ tạo nên sự chênh lệch áp suất giữa pha hơi dưới và trên mâm. Độ giảm áp suất của pha hơi qua một mâm thường từ $50 \div 70 \text{ mm H}_2\text{O}$, và độ giảm áp tổng cộng của pha hơi qua một tháp có 40 mâm là khoảng $2 \div 3 \text{ m H}_2\text{O}$. Trong tháp chưng cất, áp suất cần thiết sẽ được nồi đun tự động tạo nên để khắc phục tổn thất áp suất qua toàn bộ tháp và thiết bị ngưng tụ. Tổn thất áp suất tổng cộng được tính để xác định áp suất, nhiệt độ của nồi đun (tháp chưng cất), áp suất của máy nén (tháp hấp thu). Ngoài ra độ giảm áp qua mỗi mâm còn dùng để kiểm tra xem mâm có hoạt động tốt không nghĩa là không gây ngập lụt hoặc chảy rò (mâm xuyên lỗ).

Độ giảm áp tổng cộng của pha khí qua một mâm được xác định tại điều kiện trung bình trên mỗi mâm theo công thức sau

$$h_t = h_{fv} + h_s + h_{ss} + h_{ow} + \frac{1}{2} \Delta, \quad \text{mm chất lỏng} \quad (5.7)$$

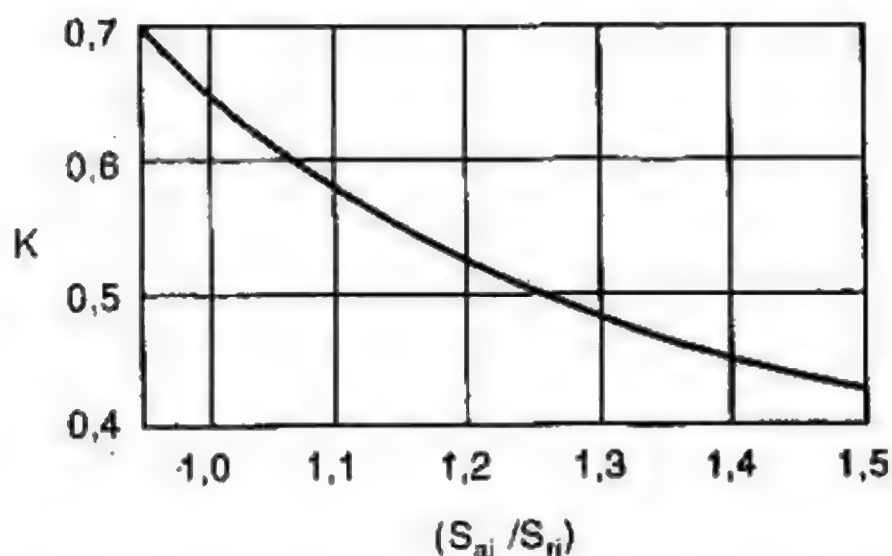
với h_{fv} là độ giảm áp do ma sát và biến đổi vận tốc pha khí thổi qua chóp khi không có chất lỏng:

$$h_{fv} = 274K \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right) \left(\frac{Q_G}{S_r} \right)^2, \text{ mm chất lỏng.} \quad (5.8)$$

với: S_r - tổng diện tích ống hơi của mỗi mâm, m^2

K - hệ số cho trên đồ thị hình 5.16 trong đó tỉ số (S_{aj}/S_{rj}) giữa diện tích hình vành khăn và diện tích ống hơi của chóp.

Các số hạng còn lại của (5.7) được tính với chất lỏng không có bọt.



Hình 5.16: Hệ số tổn thất áp suất cho chóp khô

6- Chiều cao mực chất lỏng không bọt trong ống chảy chuyển, h_d

Bỏ qua sự tạo bọt trong ống chảy chuyển, chiều cao mực chất lỏng trong ống chảy chuyển được xác định theo biểu thức:

$$h_d = h_w + h_{ow} + \Delta + h_t + h_{d'}, \text{ mm chất lỏng} \quad (5.9)$$

với: h_t - được xác định theo (5.7); h_w, h_{ow}, Δ được xác định do cấu tạo của mâm và điều kiện làm việc.

$h_{d'}$ - tổn thất thủy lực do dòng lỏng chảy từ ống chảy chuyển vào mâm được xác định theo biểu thức sau:

$$h_{d'} = 0,128 \left(\frac{Q_L}{100S_d} \right)^2, \text{ mm chất lỏng} \quad (5.10)$$

với S_d là tiết diện giữa ống chảy chuyển và mâm.

Chiều cao h_d được dùng để kiểm tra khoảng cách mâm. Để đảm bảo điều kiện tháp không bị ngập lụt khi hoạt động, ta có:

$$h_d \leq \frac{1}{2} \text{ khoảng cách mâm} \quad (5.11)$$

7- Chất lỏng chảy vào ống chảy chuyển

Điều này kiểm tra xem chất lỏng chảy vào ống chảy chuyển có đều không và chất lỏng không va đập vào thành thiết bị. Đại lượng này được biểu diễn là:

$$d_{tw} = 0,8 \sqrt{h_{ow} \cdot h_o} \quad (5.12)$$

$$\text{với: } h_o - \text{khoảng cách rơi tự do: } h_o = H + h_w + h_d \quad (5.13)$$

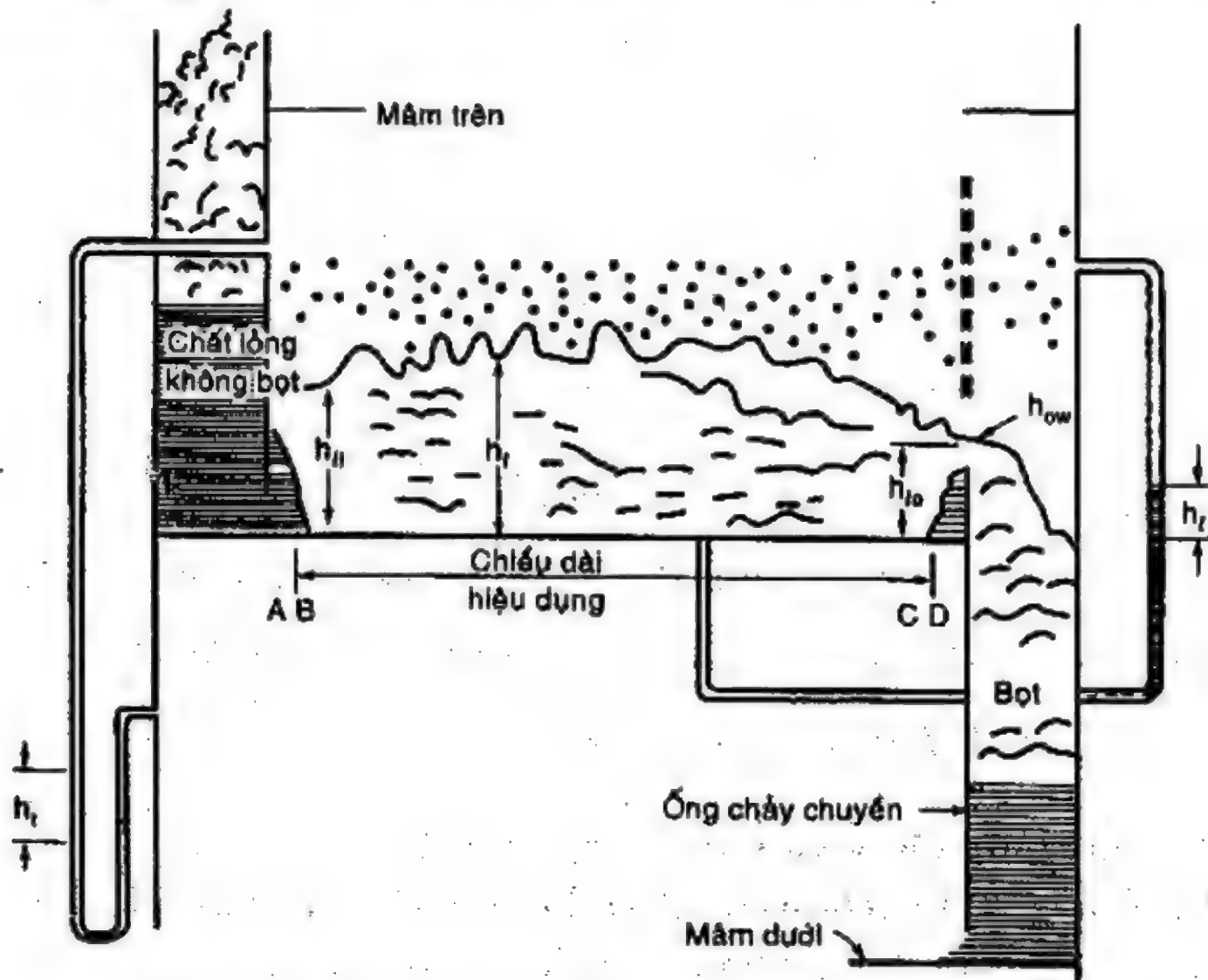
H - khoảng cách mâm

Giá trị của d_{tw} không nên vượt quá 60% bề rộng ống chảy chuyển.

5.1.3 Tháp mâm xuyên lỗ

Trên mâm có nhiều lỗ hay rãnh, đường kính lỗ từ 3 ÷ 12 mm, tổng tiết diện các lỗ trên mâm chiếm từ 8 ÷ 15% tiết diện tháp. Các lỗ được bố trí trên các đỉnh tam giác đều, khoảng cách giữa hai tâm (bước) lỗ bằng 2,5 ÷ 5 lần đường kính. Bề dày mâm thường bằng 4/10 ÷ 8/10 đường kính lỗ nếu làm bằng thép không gỉ, nếu làm bằng thép carbon hay hợp kim đồng thì bề dày hơi lớn hơn tỉ lệ trên. Mâm phải thật ngang bằng khi lắp vào tháp. Đối với những tháp có đường kính quá lớn (> 2,4 m), ít dùng mâm xuyên lỗ vì khi đó chất lỏng phân phối không đều trên mâm.

Trong tháp mâm xuyên lỗ pha khí đi từ dưới lên qua các lỗ trên mâm và phân tán vào lớp chất lỏng chuyển động từ trên xuống theo các ống chảy chuyển. Ống chảy chuyển ở đây cũng được bố trí như ở tháp mâm chóp.



Hình 5.17: Sơ đồ thủy động lực học mâm xuyên lỗ

Các ký hiệu trên hình 5.17:

- h_f : chiều cao chất lỏng bọt trên mâm, mm
 h_l : chiều cao tương đương lớp chất lỏng không bọt trên mâm, mm
 h_{li} : chiều cao lớp chất lỏng không bọt khi vào mâm, mm
 h_{lo} : chiều cao lớp chất lỏng không bọt trước khi vào ống chảy chuyển, mm
 h_{ow} : chiều cao lớp chất lỏng trên gờ chảy tràn, mm
 h_t : độ giảm áp tổng cộng của pha khí qua mâm, mm chất lỏng.

Tùy theo lưu lượng hai pha lỏng, khí, mà có ba chế độ thủy động:

- Khi vận tốc khí nhỏ thì pha khí đi qua pha lỏng ở dạng từng bọt riêng biệt, pha lỏng có thể chảy rò qua lỗ trên mâm.

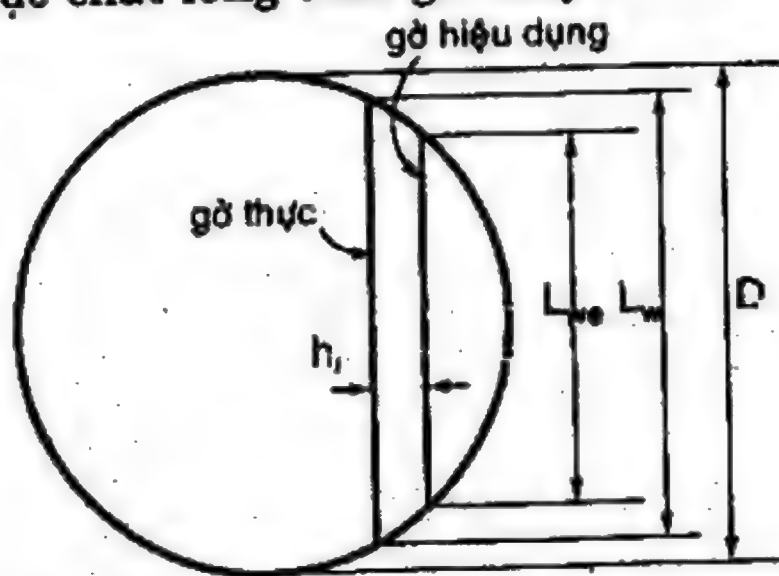
- Khi tăng vận tốc khí lên thì khí đi qua lỏng bằng những tia bọt liên tục, chất lỏng không còn chảy rò qua lỗ trên mâm. Ở chế độ này tháp hoạt động ổn định.

- Khi tăng vận tốc khí lên nữa, khí và lỏng trên mâm sẽ tạo nên một hỗn hợp lỏng bọt xáo trộn mạnh trên mâm. Ở điều kiện này mâm hoạt động với hiệu suất cao nhất. Nếu tiếp tục tăng vận tốc khí lên nữa sẽ xảy ra hiện tượng lôi cuốn chất lỏng lên mâm trên.

Độ giảm áp của pha khí qua tháp mâm xuyên lỗ

1- Chiều cao mực chất lỏng trên gờ chảy tràn

Chiều cao mực chất lỏng trên mâm thường không nên nhỏ hơn 50 mm để đảm bảo sự tạo bọt tốt. Điều này phụ thuộc vào chiều cao gờ và chiều cao mực chất lỏng trên gờ chảy tràn.



Hình 5.18: Chiều dài hiệu dụng của gờ chảy tràn

Chiều cao mực chất lỏng trên gờ chảy tràn được xác định theo biểu thức sau:

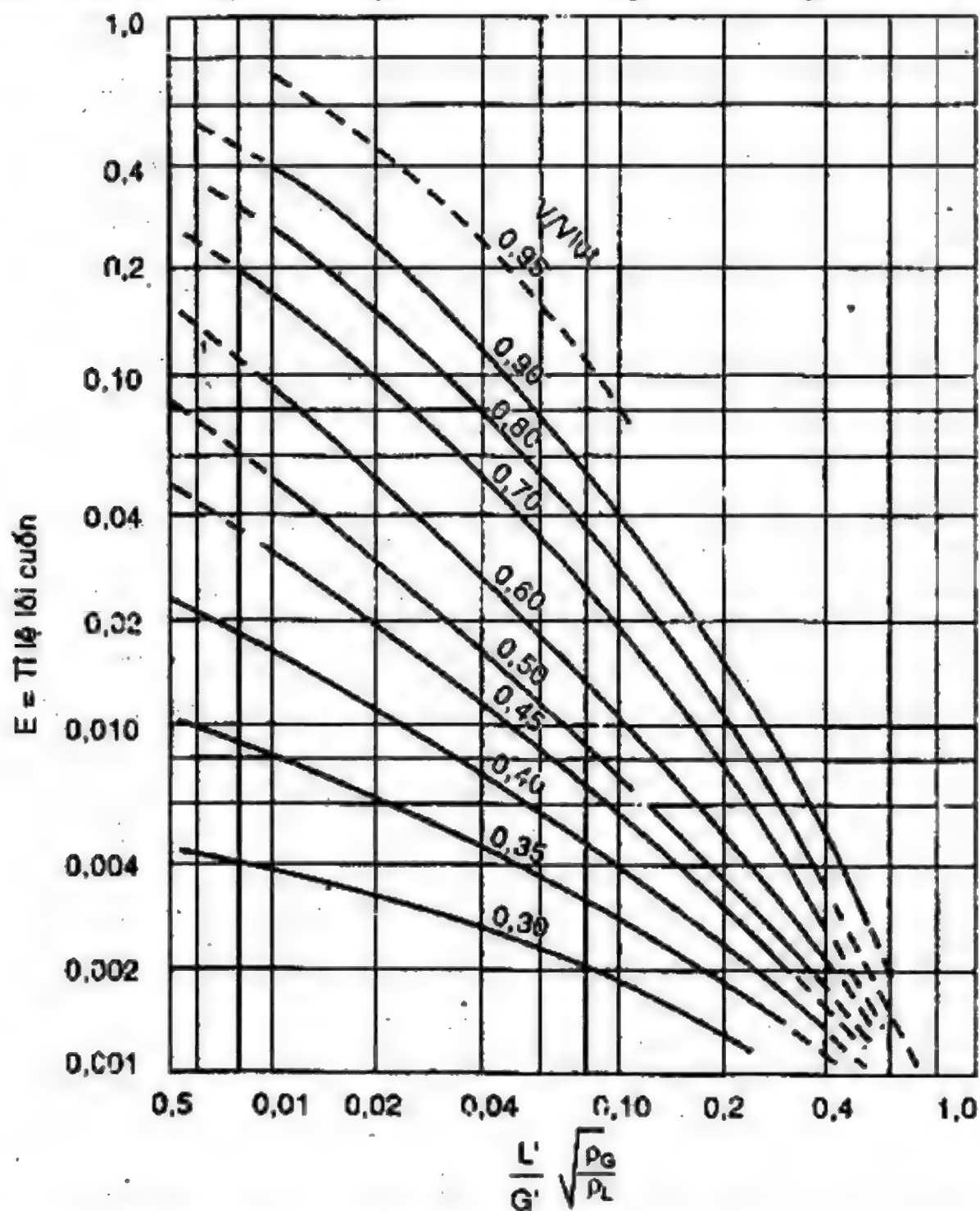
$$h_{ow} = 669 \left(\frac{L_w}{L_{we}} \right)^{2/3} \left(\frac{Q_L}{L_w} \right)^{2/3}, \quad \text{mm chất lỏng} \quad (5.14)$$

với: L_w - chiều dài gờ chảy tràn, m ; Q_L - lưu lượng chất lỏng, m^3/h .

L_{we} - chiều dài hiệu dụng của gờ chảy tràn, m

2. Độ lồi cuốn chất lỏng

Tương tự như trong trường hợp tháp mâm chóp, độ lồi cuốn chất lỏng lên mâm trên được xác định theo thông số trên giản đồ hình 5.19.



Hình 5.19: Giản đồ xác định độ lồi cuốn chất lỏng cho mâm xuyên lỗ

3- Độ giảm áp của pha khí qua một mâm

Độ giảm áp tổng cộng của pha khí, mm chất lỏng, là tổng các độ giảm áp của pha khí qua mâm khô và các độ giảm áp do pha lỏng.

$$h_t = h_k + h_l + h_R, \quad mm \text{ chất lỏng} \quad (5.15)$$

với: h_k - độ giảm áp qua mâm khô, mm chất lỏng

h_l - độ giảm áp do chiều cao lớp chất lỏng trên mâm, mm chất lỏng

h_R - độ giảm áp do sức căng bề mặt, mm chất lỏng

Trong tháp mâm xuyên lỗ, gradient chiều cao mực chất lỏng trên mâm Δ là không đáng kể nên có thể bỏ qua.

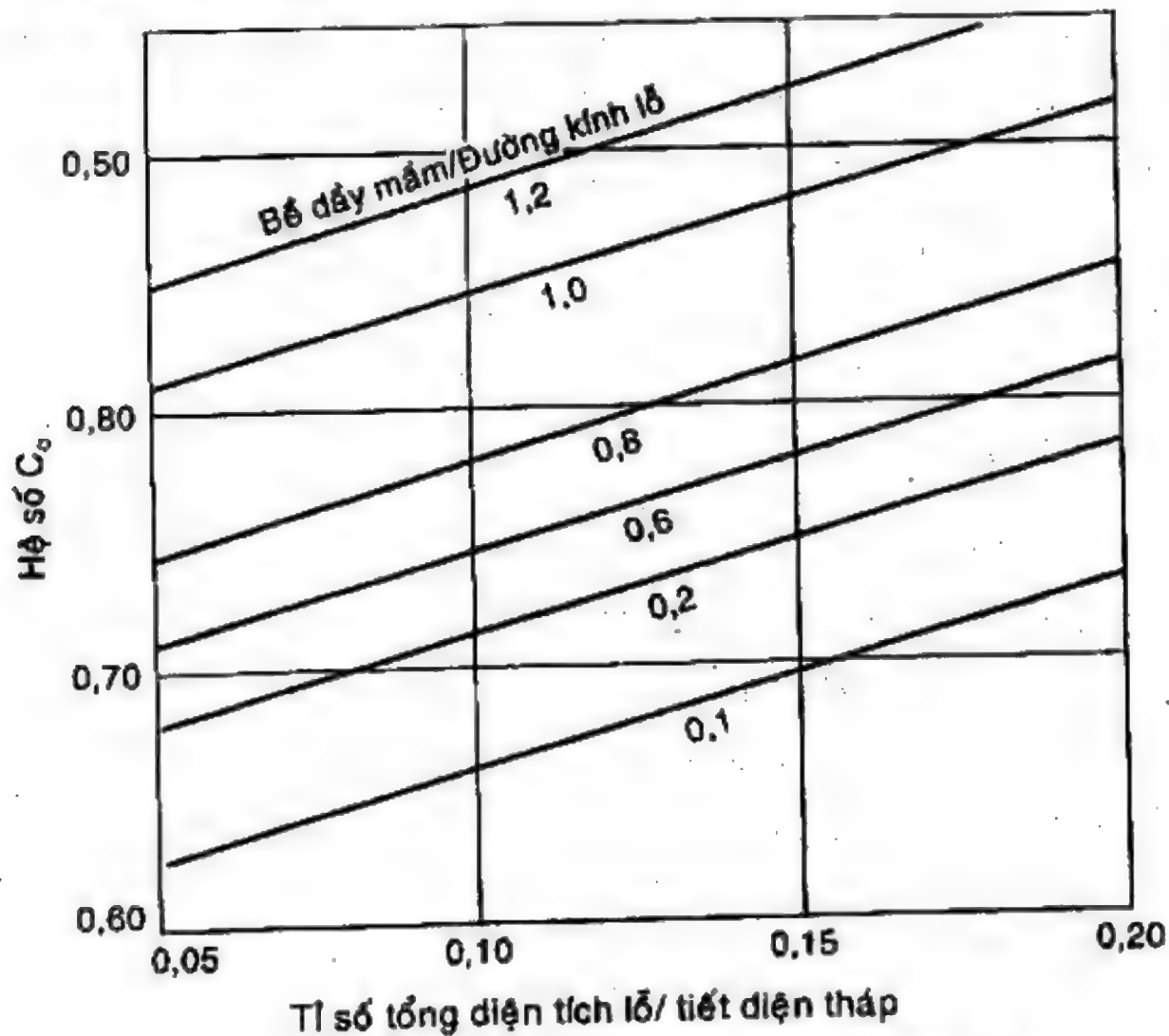
Độ giảm áp của pha khí qua mâm khô được tính dựa trên cơ sở tổn thất áp suất do dòng chảy đột thu, đột mở và do ma sát khi pha khí chuyển động qua lỗ.

$$h_k = \left(\frac{v_o^2}{C_o^2}\right) \left(\frac{\rho_G}{2g\rho_L}\right) = 51,0 \left(\frac{v_o^2}{C_o^2}\right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right), \quad \text{mm chất lỏng} \quad (5.16)$$

với: v_o - vận tốc pha hơi qua lỗ, m/s ; ρ_G - khối lượng riêng pha hơi, kg/m^3

ρ_L - khối lượng riêng pha lỏng, kg/m^3

C_o - hệ số orifice phụ thuộc vào tỉ số tổng diện tích lỗ với tiết diện tháp và tỉ số giữa bề dày mâm với đường kính lỗ như hình 5.20.



Hình 5.20: Hệ số C_o cho mâm xuyên lỗ

Các giá trị C_o thay đổi theo bề dày mâm nhưng với hầu hết mâm xuyên lỗ bề dày chỉ từ $0,1 \div 0,3$ lần đường kính lỗ. Về bề dày trong khoảng trên và diện tích lỗ chiếm $0,08 \div 0,15$ tiết diện tháp thì C_o có giá trị từ $0,66 \div 0,72$.

Lượng pha lỏng trên mâm tăng theo lưu lượng của pha lỏng và chiều cao gờ, nhưng hơi giảm khi tăng lưu lượng pha hơi vì nó làm giảm khối lượng riêng của chất lỏng bọt trên mâm. Ngoài ra, lượng

pha lỏng trên mâm còn phụ thuộc vào các tính chất vật lý của hai pha. Phương pháp đơn giản để ước tính độ giảm áp của pha hơi qua mâm do lớp chất lỏng trên mâm h_l từ chiều cao gờ chảy tràn h_w , chiều cao tính toán của lớp chất lỏng trên gờ chảy tràn h_{ow} và hệ số hiệu chỉnh theo kinh nghiệm β :

$$h_l = \beta(h_w + h_{ow}), \quad \text{mm chất lỏng} \quad (5.17)$$

Chiều cao mực chất lỏng trên gờ chảy tràn được tính từ dạng phương trình Francis với gờ chảy tràn thẳng

$$h_{ow} = 43,4 \left(\frac{q_L}{L_w} \right)^{2/3}, \quad \text{mm chất lỏng} \quad (5.18)$$

với: q_L - lưu lượng của chất lỏng, m^3/ph ; L_w - chiều dài gờ chảy tràn, m .

Chiều cao thực tế của chất lỏng bọt trên gờ chảy tràn hơi lớn hơn giá trị tính được của h_{ow} vì pha hơi đã tách ra một phần khỏi pha lỏng làm cho lưu lượng thể tích tại gờ lớn hơn lưu lượng thể tích của bản thân chất lỏng. Với chiều cao gờ từ 25 + 50 mm và khoảng giá trị thông thường của vận tốc hơi thì giá trị β để hiệu chỉnh cho hiện tượng trên là từ 0,4 + 0,7. Sự biến đổi của β theo lưu lượng pha lỏng và pha hơi là phức tạp, để thiết kế có thể chọn $\beta = 0,6$.

Khi h_{ow} nhỏ so với h_w thì (5.17) cho thấy h_l có thể nhỏ hơn h_w tức là mực chất lỏng trên mâm thực tế nhỏ hơn chiều cao gờ chảy tràn. Điều này là bình thường.

Độ giảm áp do sức căng bề mặt, h_R , của chất lỏng trên mâm được xác định theo biểu thức:

$$h_R = 625,54 \frac{\sigma}{\rho_L d_l}, \quad \text{mm chất lỏng} \quad (5.19)$$

với σ là sức căng bề mặt của chất lỏng, dyn/cm .

4- Chiều cao mực chất lỏng không bọt trong ống chảy chuyển

Bỏ qua sự tạo bọt trong ống chảy chuyển, chiều cao mực chất lỏng trong ống chảy chuyển của mâm xuyên lỗ được xác định theo biểu thức sau:

$$h_d = h_w + h_{ow} + h_l + h_R, \quad \text{mm chất lỏng} \quad (5.20)$$

với: h_i được xác định theo (5.15); h_d được xác định theo (5.10)

h_w và h_{ow} được xác định do cấu tạo của mâm và điều kiện làm việc.

Chiều cao h_d được dùng để kiểm tra khoảng cách mâm. Từ (5.11) điều kiện để tháp không bị ngập lụt khi hoạt động là:

$$h_d \leq \frac{1}{2} \text{ khoảng cách mâm}$$

5. Sự chảy rò của pha lỏng qua lỗ trên mâm

Giới hạn trên của vận tốc pha hơi qua tháp mâm xuyên lỗ được xác định tại điều kiện ngập lụt hay tại vận tốc mà ở đó sự lôi cuốn pha lỏng lên mâm trên quá nhiều. Giới hạn dưới của điều kiện hoạt động của tháp mâm xuyên lỗ là khi vận tốc hơi quá thấp, độ giảm áp không đủ để ngăn chặn pha lỏng chảy rò qua các lỗ trên mâm. Điều này cũng có thể xảy ra khi có sự chênh lệch độ cao của mực chất lỏng trên mâm, pha hơi có khuynh hướng thổi qua các lỗ có ít chất lỏng và pha lỏng sẽ chảy xuống qua các lỗ trên đó có mực chất lỏng cao nhất. Sự chảy rò làm giảm hiệu suất mâm vì một phần pha lỏng chảy qua mâm kể dưới mà không tiếp xúc với pha hơi. Để khắc phục, có thể dùng lỗ nhỏ hơn hoặc tổng tiết diện lỗ trên mâm ít hơn nhưng điều này làm tăng độ giảm áp và giảm lưu lượng cực đại.

Vận tốc pha hơi cực tiểu để chất lỏng không chảy rò qua mâm được xác định theo biểu thức vô thứ nguyên sau:

$$\left(\frac{v_m \mu_G}{\sigma}\right) = 2,92 \times 10^{-4} \left(\frac{\mu_G^2}{\sigma \rho_G d_l} \cdot \frac{\rho_L}{\rho_G} \cdot 10^5\right)^{0,379} \left(\frac{s}{d_l}\right)^{0,293} \left(\frac{2 S_a d_l}{\sqrt{3} t^3}\right)^{(z/d_l)^{2,8/0,724}} \quad (5.21)$$

với: v_m - vận tốc tối thiểu của pha khí để chất lỏng không chảy rò, m/s

σ - sức căng bề mặt, N/m; μ_G - độ nhớt của pha khí, kg/m.s

d_l - đường kính lỗ, m; s - bề dày của mâm, m; t - bước lỗ, m

z - khoảng cách giữa hai ống chảy chuyển, m

S_a - diện tích hoạt động của mâm.

Mỗi nhóm số trong ngoặc của (5.21) là vô thứ nguyên.

5.1.4 Hiệu suất

Để chuyển từ số mâm lý thuyết thành số mâm thực, ta cần phải biết hiệu suất mâm. Có ba loại hiệu suất mâm được dùng là:

1- Hiệu suất tổng quát, liên quan đến toàn tháp

2- Hiệu suất mâm Murphree, liên quan đến một mâm

3- Hiệu suất cục bộ, liên quan đến một vị trí cụ thể trên một mâm. Hiệu suất tổng quát E_o đơn giản khi sử dụng nhưng kém chính xác nhất, được định nghĩa là tỉ số giữa số mâm lý tưởng và số mâm thực cho toàn tháp

$$E_o = \frac{\text{số mâm lý tưởng}}{\text{số mâm thực}}$$

Hiệu suất mâm Murphree được định nghĩa là:

$$E_M = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (5.22)$$

với: y_n - nồng độ thực của pha hơi rời mâm thứ n

y_{n+1} - nồng độ thực của pha hơi vào mâm thứ $n+1$

y_n^* - nồng độ pha hơi cân bằng với pha lỏng rời ống chảy chuyển mâm thứ n (H.5.21).

Hiệu suất mâm Murphree, do đó, là tỉ số giữa sự biến đổi nồng độ pha hơi qua một mâm với sự biến đổi nồng độ cực đại có thể đạt được khi pha hơi rời mâm cân bằng với pha lỏng rời mâm thứ n . Nói chung, pha lỏng rời mâm có nồng độ không bằng với nồng độ trung bình của pha lỏng trên mâm nên dẫn đến khái niệm hiệu suất cục bộ. Hiệu suất cục bộ được định nghĩa như sau:



Hình 5.21: Hiệu suất mâm

$$E_c = \frac{y'_n - y'_{n+1}}{y'_{en} - y'_{n+1}} \quad (5.23)$$

với: y'_n - nồng độ pha hơi rời khỏi vị trí cụ thể trên mâm n

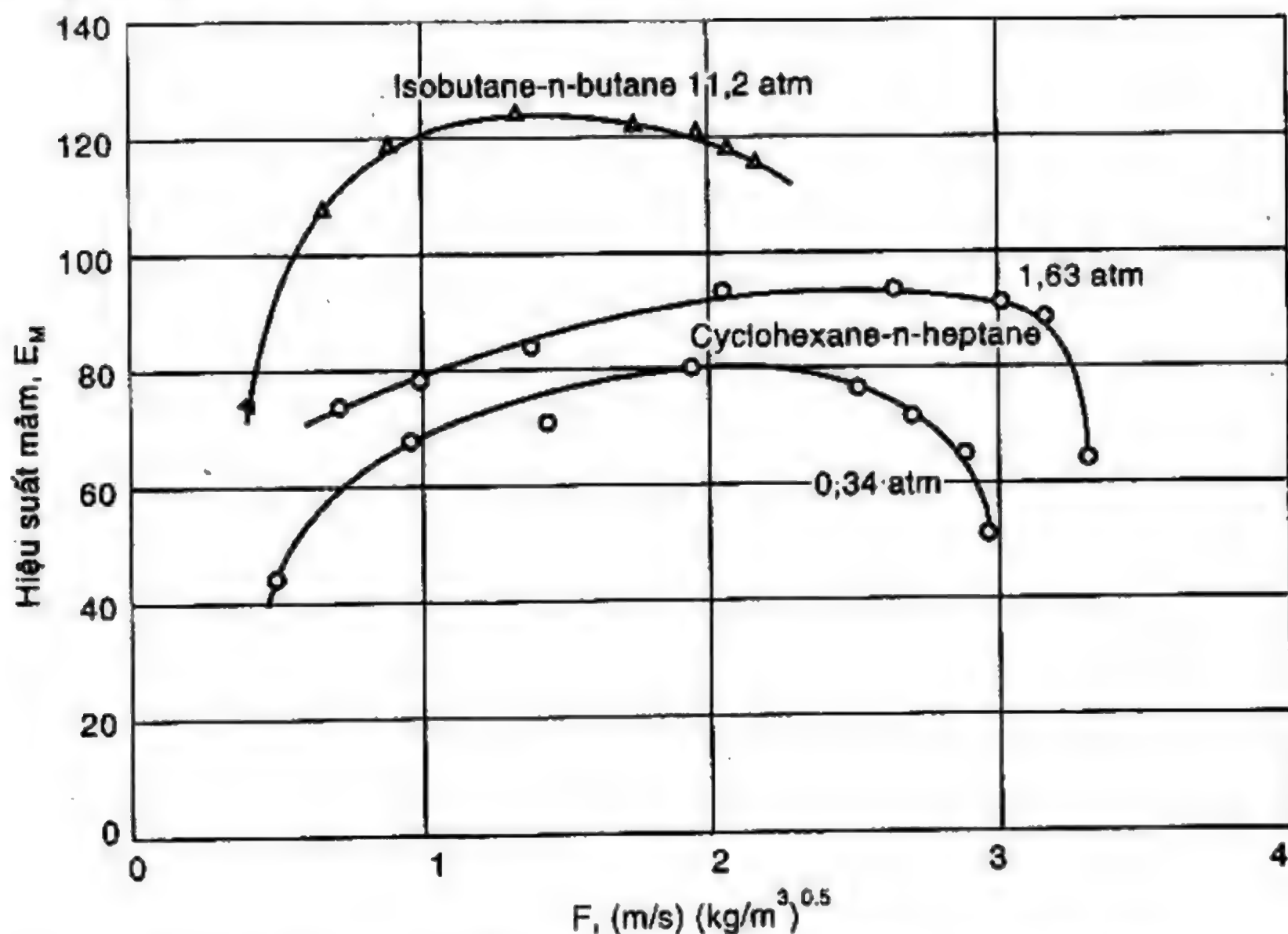
y'_{n+1} - nồng độ pha hơi vào mâm n tại cùng vị trí

y'_{en} - nồng độ pha hơi cân bằng với pha lỏng tại cùng vị trí.

Mối liên hệ giữa hiệu suất mâm Murphree và hiệu suất cục bộ

Trong các tháp có đường kính nhỏ, pha lỏng trên mâm được khuấy trộn đều do pha hơi thổi qua mâm nên không có sai biệt đáng kể nồng

độ pha lỏng khi chuyển động qua mâm. Nồng độ pha lỏng trong ống chảy chuyển x_n cũng là nồng độ của pha lỏng trên toàn mâm. Sự biến đổi từ nồng độ $x_{n-1} \div x_n$ xảy ra ngay tại điểm ra của ống chảy chuyển khi chất lỏng được khuấy trộn mạnh trên mâm thứ n . Vì nồng độ pha lỏng trên mâm không đổi nên đồng độ pha hơi cũng không đổi và không có sai biệt nồng độ trong pha hơi. So sánh đôi một các đại lượng trong (5.22) và (5.23) cho thấy $E_M = E_c$.



Hình 5.22: Hiệu suất tháp mâm xuyên lỗ đường kính 1,2m

Trong các tháp chưng cất lớn hơn, sự khuấy trộn của pha lỏng theo chiều dòng chảy là không hoàn toàn nên tồn tại một gradient nồng độ pha lỏng trên mâm. Khả năng biến đổi cực đại nồng độ pha lỏng từ đầu vào x_{n-1} đến đầu ra x_n . Khi hiệu suất cục bộ lớn, ví dụ 0,8 hay 0,9, thì do gradient nồng độ pha lỏng đôi khi làm cho nồng độ trung bình của pha hơi lớn hơn y_n^* và hiệu suất Murphree do đó lớn hơn 100%. Ví dụ cho trường hợp này được trình bày trên hình 5.22.

Mối quan hệ giữa E_M và E_c phụ thuộc vào mức độ khuấy trộn chất lỏng, và pha hơi có hay không khuấy trộn trước khi vào mâm kế tiếp. Tính toán cho thấy hiệu suất không biến đổi nhiều khi pha hơi có hay không khuấy trộn, nhưng biến đổi nhiều khi không khuấy trộn pha

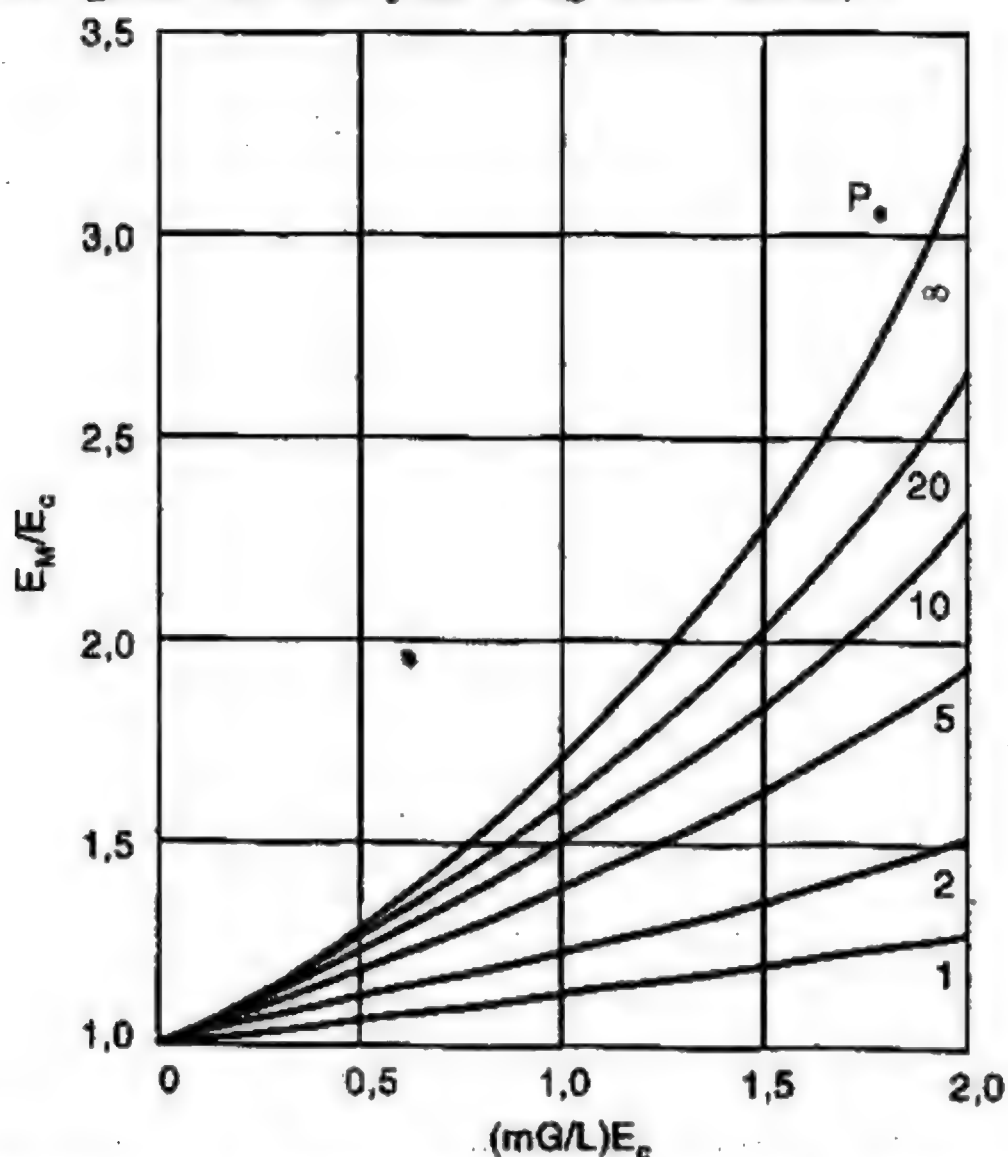
lỏng. Hầu hết các nghiên cứu đều giả sử pha hơi được khuấy trộn đều để đơn giản hóa tính toán cho các mức độ khuấy trộn pha lỏng khác nhau. Hình 5.23 cho thấy mối quan hệ giữa hiệu suất mâm Murphree và hiệu suất cục bộ theo thông số là số Peclet, Pe , đặc trưng cho khuếch tán theo phương trục:

$$Pe = \frac{z^2}{D_E t_L} \quad (5.24)$$

trong đó: z - chiều dài đường đi pha lỏng trên mâm, m

D_E - hệ số khuếch tán do vòng xoáy, m^2/s

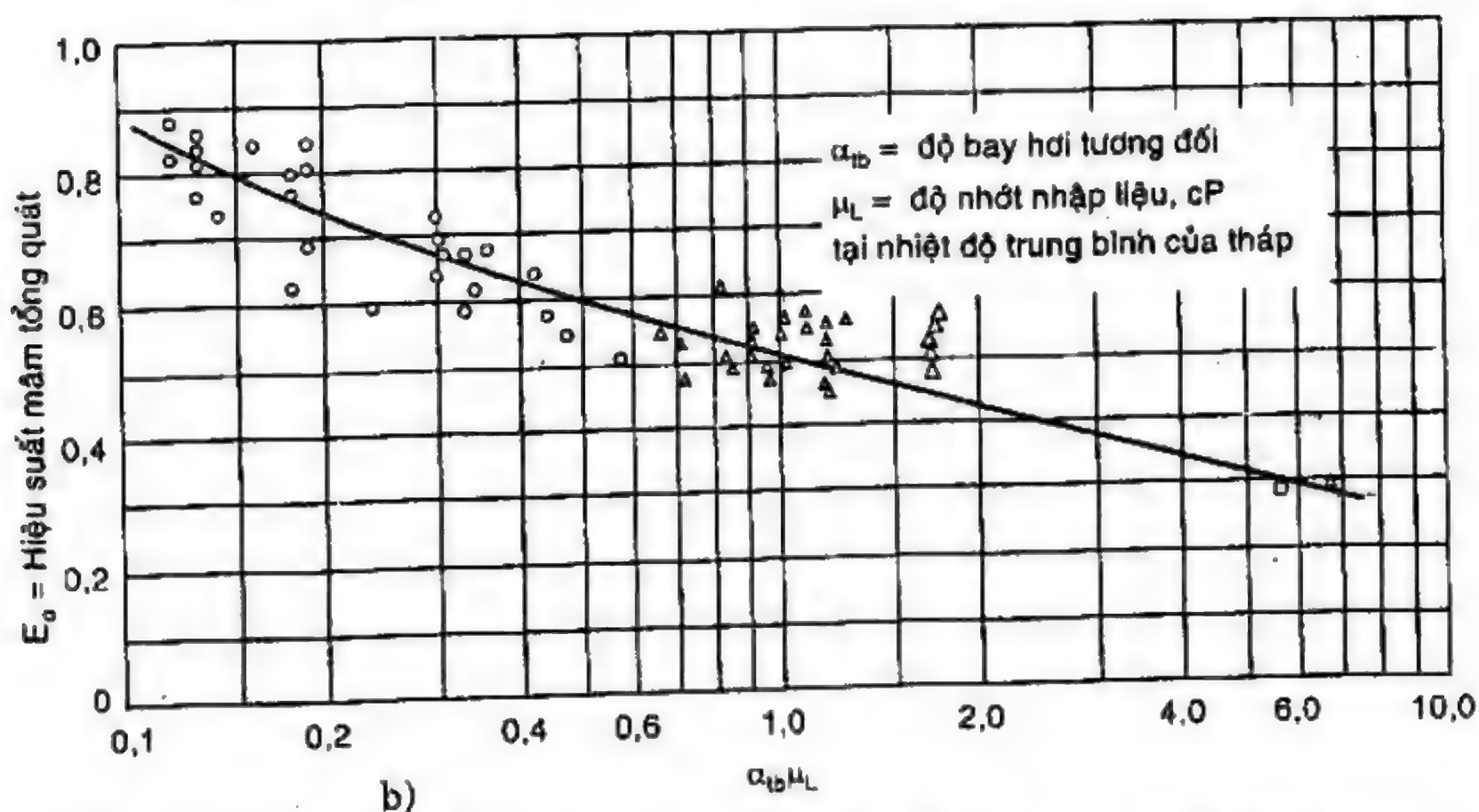
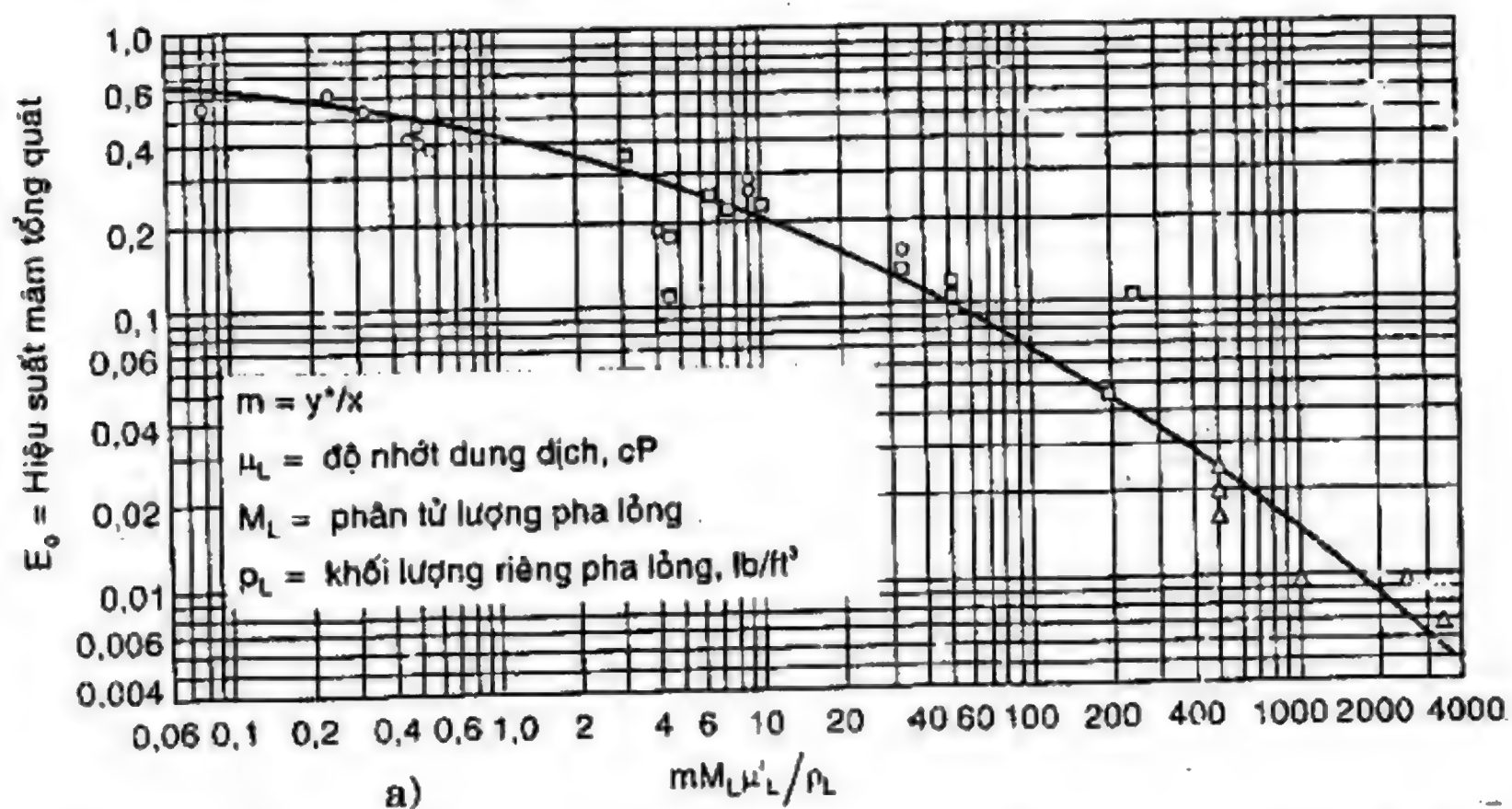
t_L - thời gian lưu của pha lỏng trên mâm, s .



Hình 5.23: Mối quan hệ giữa hiệu suất Murphree và hiệu suất cục bộ

Với quá trình chưng cất ở áp suất thường bằng tháp có đường kính 3m, dựa trên các phương trình thực nghiệm cho quá trình phân tán trong tháp mâm xuyên lỗ và mâm chóp, số Peclet có giá trị bằng 10. Với tháp có đường kính 1m, hoặc lớn hơn, số Peclet lớn hơn 20 và hiệu suất sẽ cao khi không có khuấy trộn theo chiều dòng chảy. Tuy nhiên, các kiểm tra được thực hiện trên các tháp có đường kính rất lớn đôi khi cho thấy có hiệu suất mâm thấp hơn hiệu suất mâm của tháp có đường kính trung bình có lẽ do không có khuấy trộn đều.

Mối liên hệ giữa hiệu suất mâm Murphree và hiệu suất tổng quát



Hình 5.24: a) Hiệu suất mâm tổng quát cho tháp hấp thu mâm chóp
b) Hiệu suất mâm tổng quát cho tháp chưng cất mâm chóp

Hiệu suất tổng quát của tháp không bằng với hiệu suất trung bình của từng mâm. Mối liên hệ giữa hai hiệu suất này tùy thuộc trên độ dốc tương đối của đường cân bằng và đường làm việc.

Khi $\frac{mG}{L} > 1$ hiệu suất tổng quát có giá trị lớn hơn

Khi $\frac{mG}{L} < 1$ hiệu suất tổng quát có giá trị nhỏ hơn.

Như vậy, với quá trình mà trong đó có cả hai vùng như trên (chưng cất), thì hiệu suất tổng quát E_o có thể gần bằng hiệu suất mâm E_M . Tuy nhiên, khi phân tích hoạt động của một tháp hay một phần của tháp thực tế, trong đó ta đo được sự biến thiên nồng độ qua một hoặc vài mâm, và từ đó sẽ xác định được giá trị đúng của E_M hơn là giả sử $E_M = E_o$.

Trong trường hợp đặc biệt đường cân bằng và đường làm việc đều là đường thẳng thì ta có thể sử dụng phương trình sau:

$$E_o = \frac{\log[1 + E_M(mG/L - 1)]}{\log(mG/L)} \quad (5.25)$$

Để ý rằng khi $mG/L = 1$ hay khi $E_M = 1$ thì $E_M = E_o$.

Với các tháp mâm được chế tạo theo tiêu chuẩn và hoạt động trong những giới hạn chuẩn của năng suất. O'Connell đã khảo sát các tháp mâm chóp dùng để hấp thu và chưng cất, sau đó đưa ra các giản đồ để xác định hiệu suất mâm tổng quát như hình 5.24.

Các yếu tố ảnh hưởng đến hiệu suất mâm

Mặc dù đã có nhiều nghiên cứu về hiệu suất mâm, tuy nhiên, việc xác định hiệu suất vẫn còn dựa nhiều vào kinh nghiệm. Yêu cầu quan trọng nhất để đạt được hiệu suất cao là các mâm hoạt động đúng, chủ yếu là sự tiếp xúc giữa hai pha. Bất cứ một sự sai lầm nào trong hoạt động của tháp như tạo bọt hoặc lõi cuốn chất lỏng lên mâm trên quá nhiều, sự phân bố pha hơi qua mâm kém, chảy tắt, chảy rò, đều làm giảm hiệu suất.

Hiệu suất mâm là hàm số theo tốc độ truyền khối giữa pha lỏng và pha hơi. Trên hình 5.22 trình bày số liệu hiệu suất mâm của một tháp đường kính 1,2 m, dùng mâm xuyên lỗ với đường kính lỗ 12,7 mm, tổng diện tích lỗ chiếm 8,32 phần trăm diện tích mâm, chiều cao gờ chảy tràn 51 mm, khoảng cách mâm 0,61m. Số liệu được vẽ theo thông số dòng F định nghĩa như sau:

$$F = v\sqrt{\rho_G} \quad (5.26)$$

Hiệu suất không thay đổi nhiều theo lưu lượng hơi trong khoảng giữa điểm chảy rò và điểm ngập lụt. Tăng lưu lượng hơi sẽ tăng chiều cao lớp chất lỏng bọt, tăng diện tích bề mặt truyền khối. Tăng lưu

lượng pha lỏng cũng tăng diện tích bề mặt truyền khối. Hiệu suất sẽ giảm nhẹ khi gần đến điểm lút do hiện tượng lôi cuốn (H.5.22).

Số liệu cho hệ cyclohexan và n-heptan cho thấy hiệu suất thấp khi hoạt động ở áp suất thấp. Điều này có thể do hệ số khuếch tán thấp hơn, độ nhớt chất lỏng cao hơn và sức căng bề mặt cao hơn.

Hiệu suất lớn hơn 1 cho hệ isobutan và butan cho thấy ảnh hưởng của gradient nồng độ pha lỏng; hiệu suất cục bộ trong trường hợp này có thể trong khoảng từ $0,7 \div 0,9$.

5.2 THÁP CHÊM

Tháp chêm là một tháp hình trụ gồm nhiều bậc nối với nhau bằng mặt bích hay hàn. Vật chêm được đổ đầy trong tháp theo một trong hai phương pháp: xếp ngẫu nhiên hay xếp thứ tự.

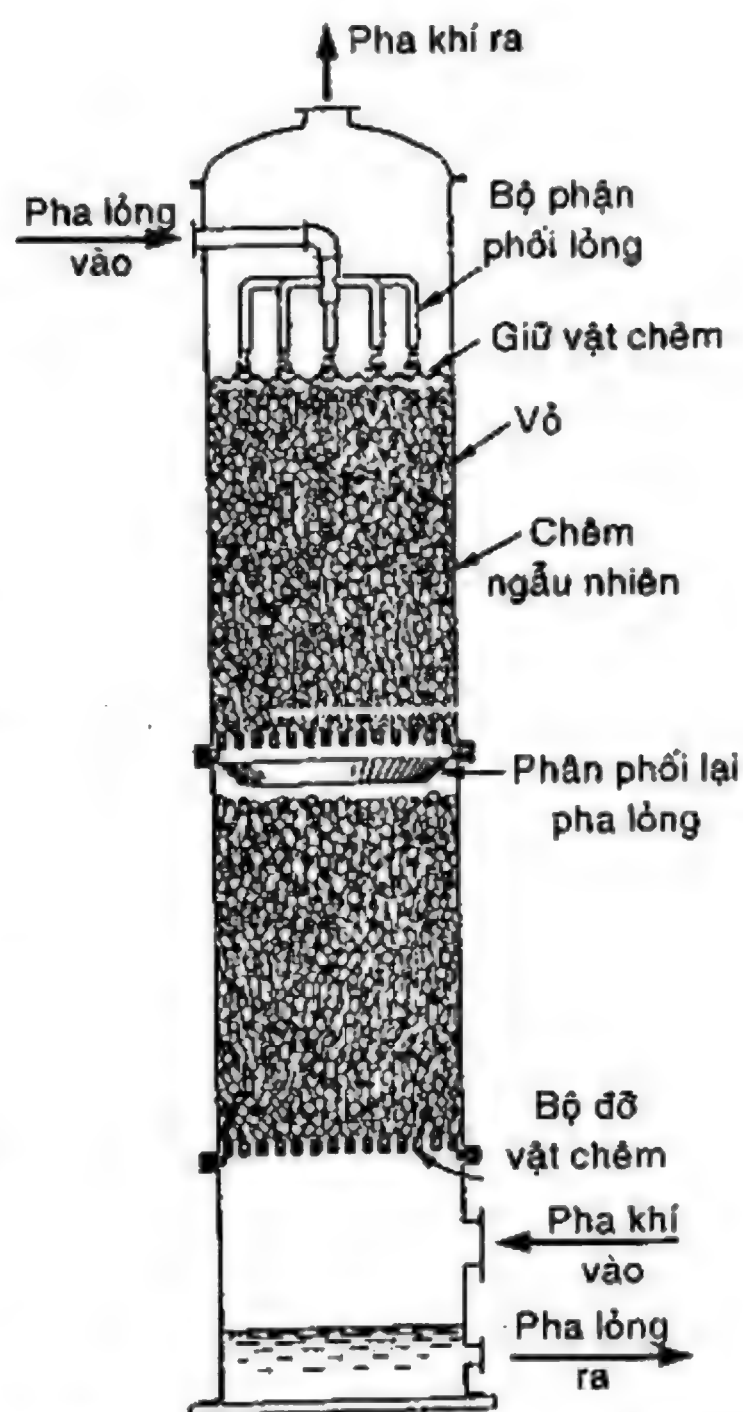
Vật chêm sử dụng gồm có nhiều loại khác nhau, phổ biến nhất là một số loại vật chêm sau (hình 5.25 và hình 5.26).

Vòng Raschig: Hình trụ rỗng bằng sứ hoặc kim loại, nhựa, có đường kính bằng chiều cao (kích thước từ $10 \div 100 \text{ mm}$)

Vật chêm hình yên ngựa: Có kích thước từ $10 \div 75 \text{ mm}$

Vật chêm vòng xoắn: Đường kính dây từ $0,3 \div 1 \text{ mm}$, đường kính vòng xoắn từ $3 \div 8 \text{ mm}$ và chiều dài nhỏ hơn 25 mm .

Yêu cầu chung của các loại vật chêm là phải có diện tích bề mặt riêng lớn (tăng chêm), ngoài ra độ rỗng (hay thể tích tự do, m^2/m^3 tăng chêm) lớn để giảm trở lực cho pha khí. Vật liệu chế tạo vật chêm phải có khối lượng riêng nhỏ và bền hóa học. Trong thực tế không có loại vật chêm nào có thể đạt được tất cả yêu cầu trên, vì thế tùy theo trường hợp cụ thể mà chọn loại vật chêm thích hợp (bảng 5.3).



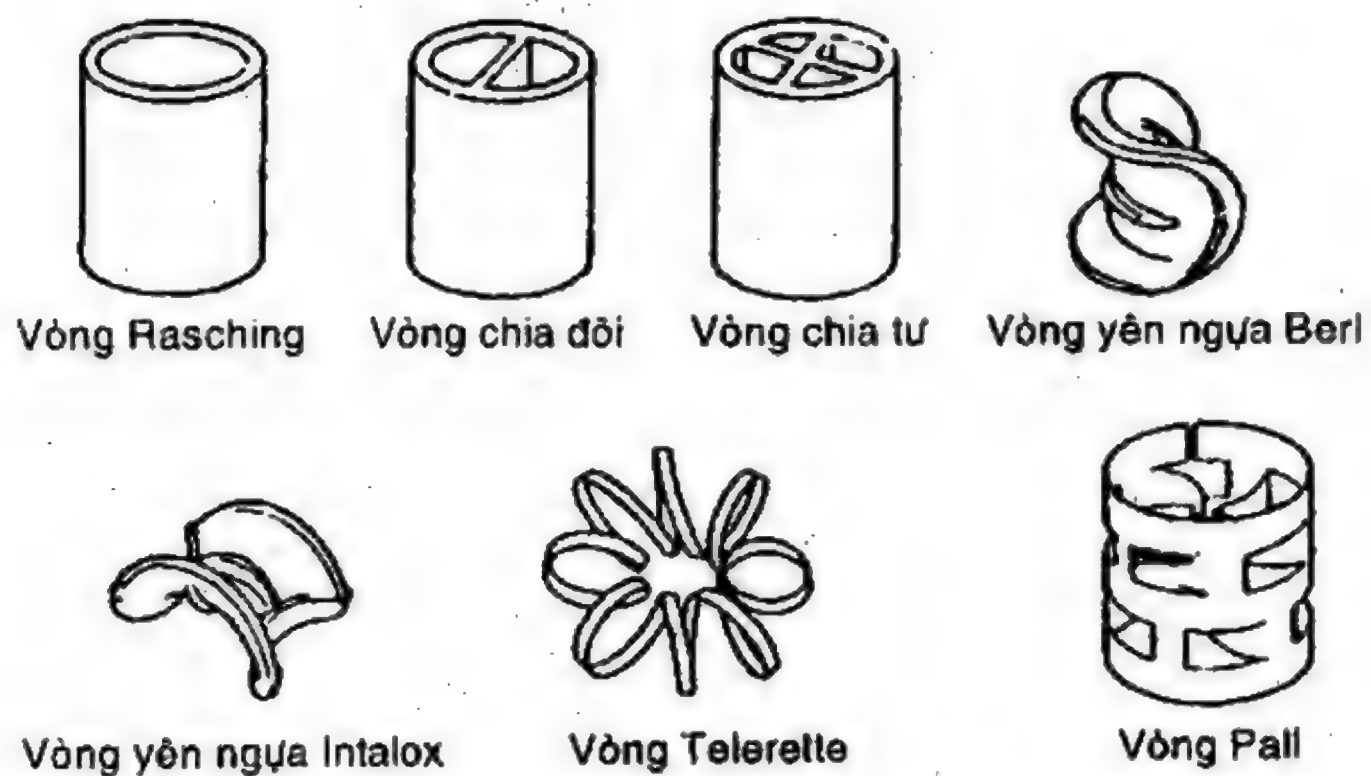
Hình 5.25: Tháp chêm với vật chêm ngẫu nhiên

Toàn bộ số vật chêm được đặt trên bộ phân dỡ vật chêm cũng là bộ phận phân phối khí. Bộ phận này có thể là những thanh dỡ như trong hình 5.25 hoặc có thể được chế tạo đặc biệt như hình 5.28 trong đó diện tích tự do đạt tới 85%.

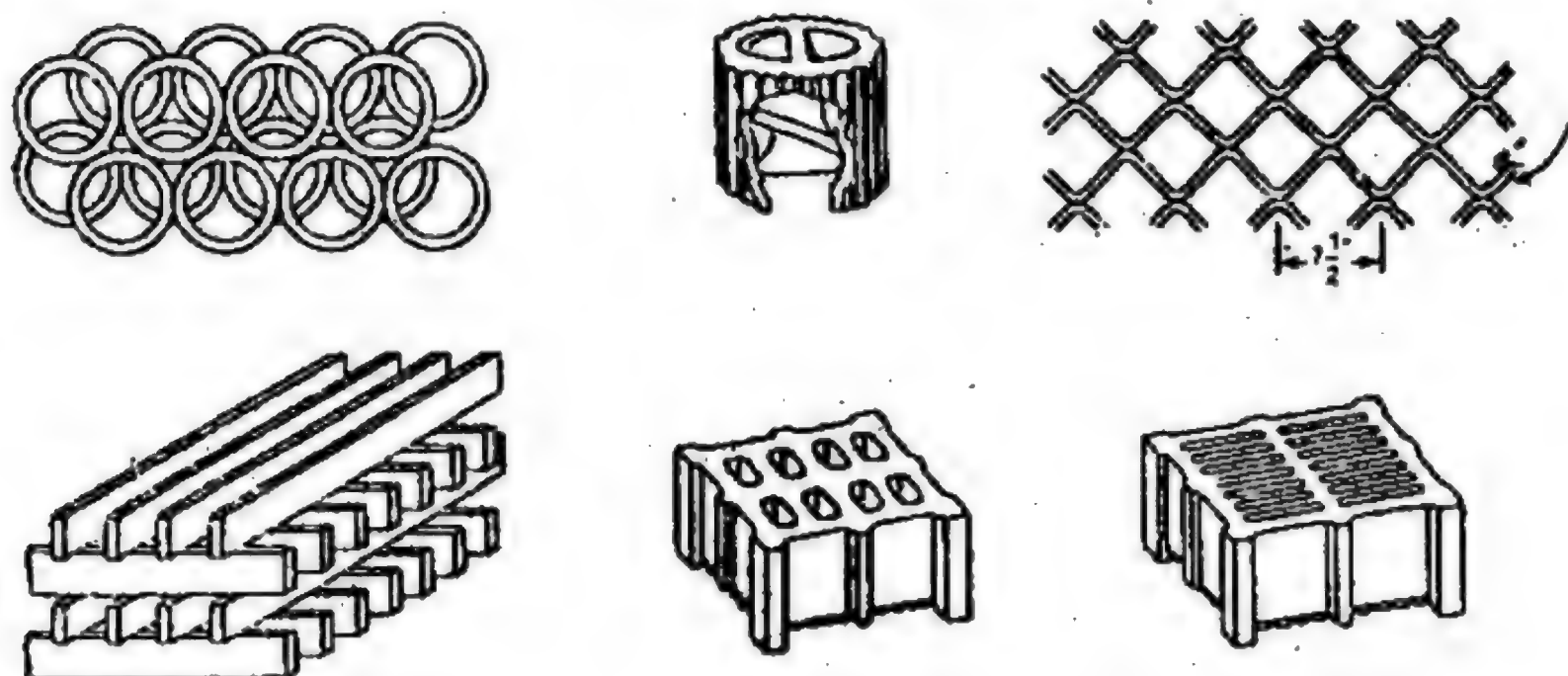
Chất lỏng được phân phối ở đỉnh tháp qua bộ phận phân phối lỏng sao cho chất lỏng phải thấm ướt được toàn bộ vật chêm.

Bảng 5.3: Bảng số liệu cho một số loại vật chêm

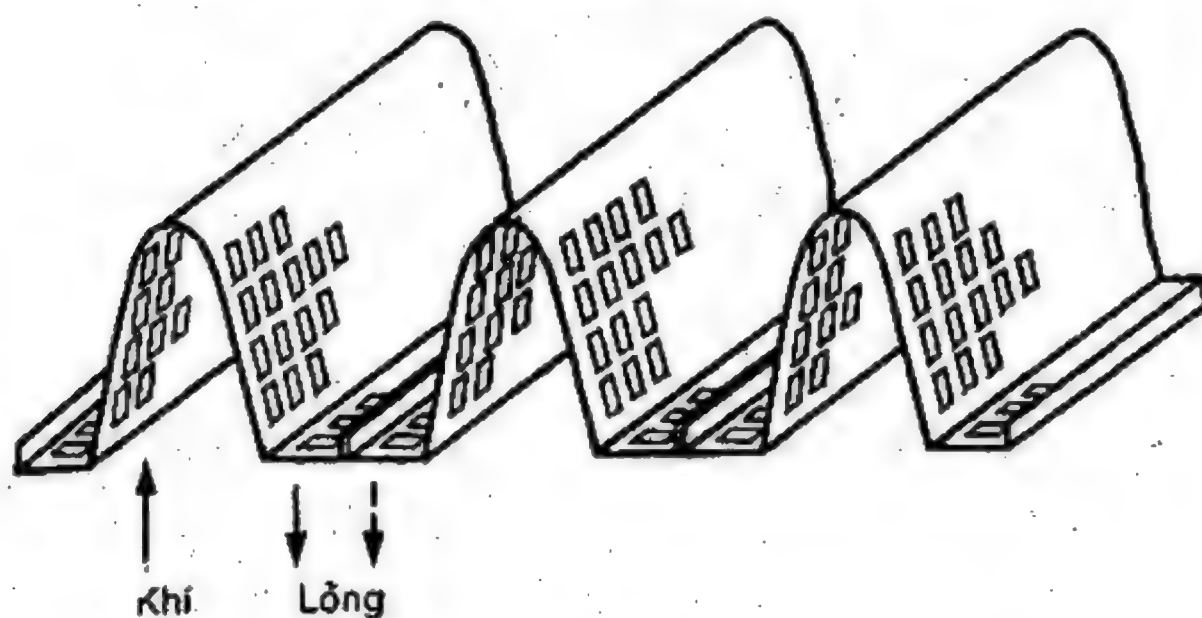
Dạng vật chêm	Kích thước (mm)	Bề mặt riêng (m^2/m^3)	Độ rỗng (m^2/m^3)	Khối lượng xếp (kg/m^3)
Vòng sứ Raschig xếp - ngẫu nhiên	5x5x1,0	1000	0,62	900
	8x8x1,5	550	0,65	850
	10x10x1,8	440	0,69	750
	15x15x2,0	310	0,71	700
	25x25x3,0	195	0,75	600
	50x50x5,0	95	0,79	500
Vòng Raschig bằng thép xếp ngẫu nhiên	8x8x0,3	630	0,90	750
	10x10x0,5	500	0,88	950
	15x15x0,5	350	0,92	660
	25x25x0,8	220	0,92	640
	50x50x1,0	100	0,94	430
Vòng yên ngựa bằng sứ	12,5	467	0,62	873
	25	250	0,68	727
	37,5	150	0,71	646
Vòng Intalox bằng sứ	12,5	625	0,71	743
	25	257	0,73	679
	37,5	194	0,76	630
	50	118	0,76	614
	75	92	0,79	582
Vòng Pall thép	25	207	0,94	485
	37,5	128	0,95	388
	50	102	0,96	356
Vòng Pall Polypropylen	25	207	0,90	89
	37,5	128	0,91	78



Hình 5.26: Vật chêm để chêm ngẫu nhiên



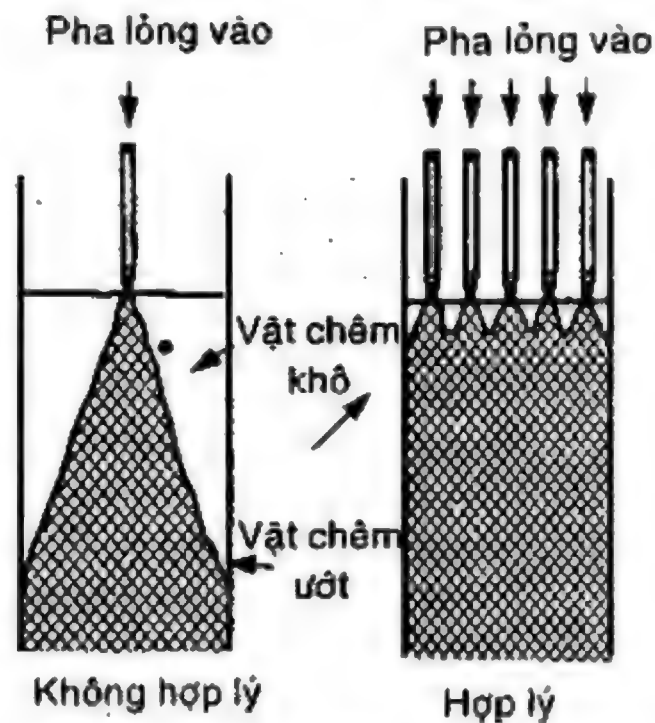
Hình 5.27: Vật chêm để chêm thứ tự



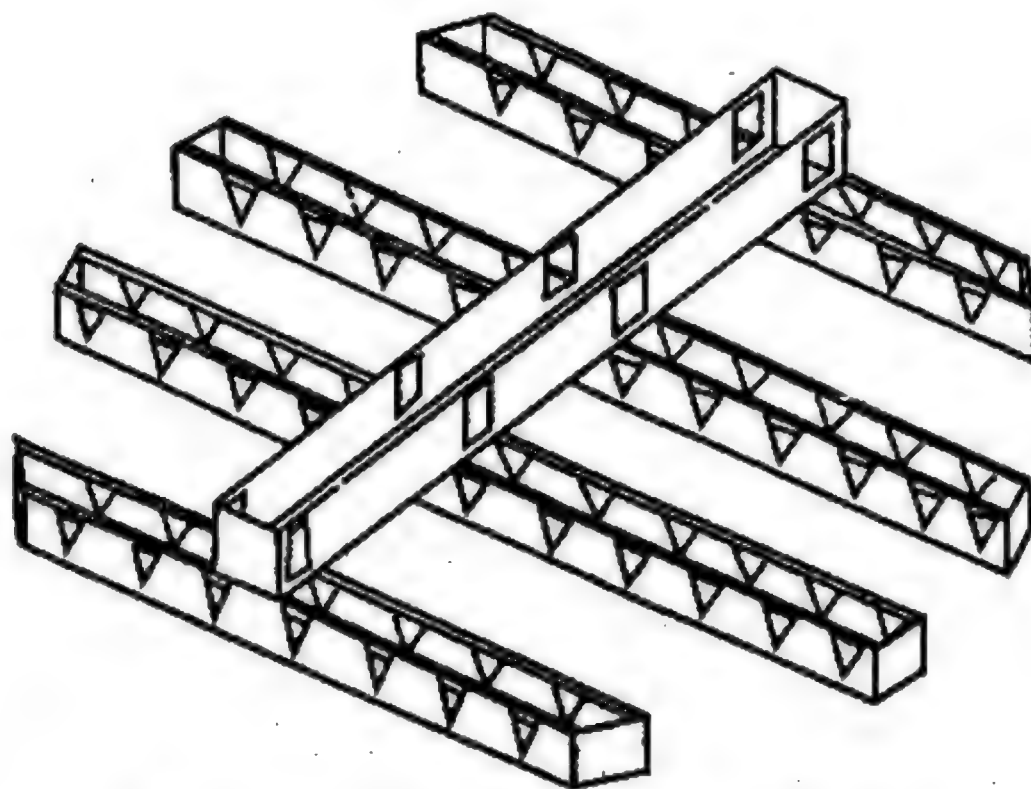
Hình 5.28: Bộ phận đỡ vật chêm

5.2.1 Sự chuyển động của lưu chất qua tháp chêm

Trong hầu hết các tháp chêm ngẫu nhiên, độ giảm áp của pha khí chịu ảnh hưởng bởi suất lượng của pha lỏng, pha khí theo như dạng trình bày trên hình 5.31. Hệ số góc của đường tháp khô (không có pha lỏng chảy xuống) thường trong khoảng từ 1,8 + 2,0.



Hình 5.29: Sự phân phối chất lỏng



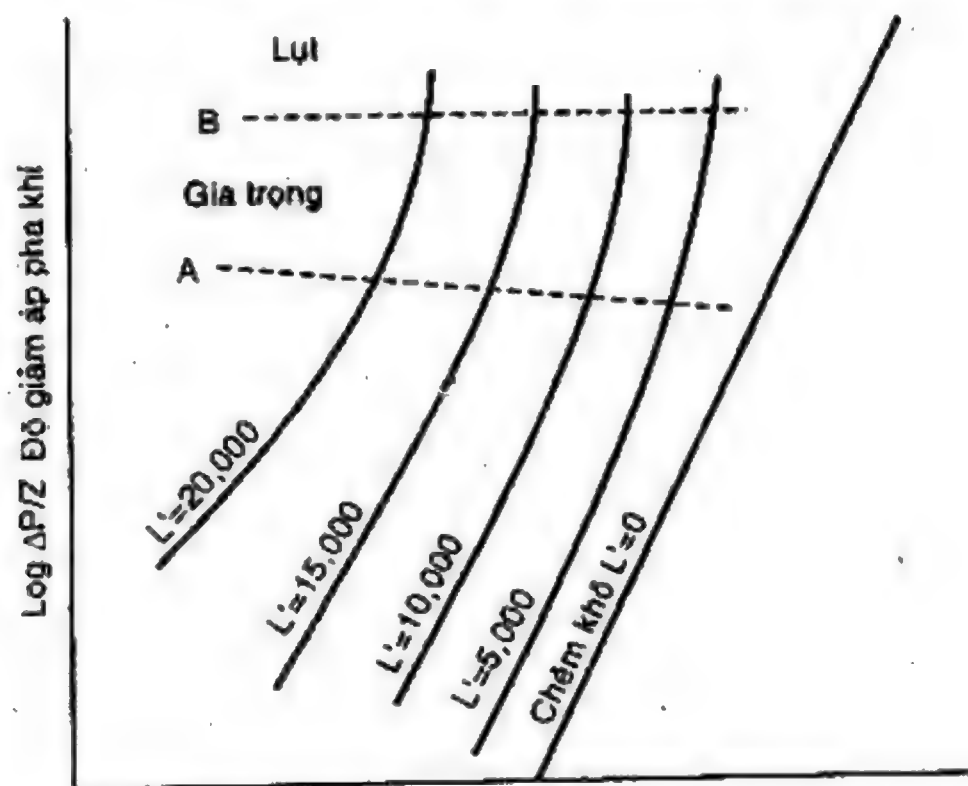
Hình 5.30: Máng phân phối chất lỏng

Với vận tốc khí cố định, độ giảm áp của pha khí tăng theo suất lượng pha lỏng do pha lỏng đã chiếm các khoảng trống trong tháp chêm. Trên hình 5.31, trong vùng dưới điểm A lượng chất lỏng bị giữ lại trong tháp là không đổi theo tốc độ khí, mặc dầu lượng chất lỏng này tăng theo suất lượng pha lỏng. Trong vùng giữa A và B, lượng

chất lỏng bị giữ lại trong tháp tăng nhanh theo tốc độ khí, các chỗ trống trong tháp nhỏ dần và độ giảm áp của pha khí tăng nhanh. Vùng này được gọi là vùng gia trọng. Khi tốc độ khí tăng đến điểm B tại một suất lượng pha lỏng không đổi, một trong những hiện tượng sau có thể xảy ra:

- 1- Pha khí sủi bọt qua lớp chất lỏng tại bề mặt lớp vật chêm
- 2- Pha lỏng chứa đầy tháp bắt đầu từ dưới lên và tạo nên sự đảo pha từ pha khí (liên tục) - pha lỏng (phân tán) thành pha khí (phân tán) - pha lỏng (liên tục)
- 3- Dòng bọt khí nổi nhanh lên qua tháp chêm.

Cùng lúc đó, hiện tượng pha khí lôi cuốn chất lỏng tăng mạnh và tháp ở trạng thái ngập lụt. Độ giảm áp của pha khí tăng rất nhanh. Sự biến đổi các điều kiện trong vùng A đến B trên hình 5.31 là dần dần, điểm bắt đầu vùng ngập lụt thường được xác định bằng sự thay đổi hệ số góc của đường biểu diễn. Trong thực tế tháp được điều hành trong vùng gia trọng, gần với điểm ngập lụt



Hình 5.31: Độ giảm áp của pha khí trong tháp chêm ngẫu nhiên, hai pha lỏng, khí chuyển động ngược chiều

5.2.2 Độ giảm áp của pha khí qua tháp chêm khô.

Độ giảm áp của pha khí qua tháp chêm khi không có pha lỏng chảy qua có thể được xác định theo phương trình Ergun như sau.

$$\frac{\Delta P_K}{Z} \cdot \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)} \cdot \frac{d_{td} \rho_G}{G'^2} = \frac{150(1-\epsilon)}{Re} + 1,75 \quad (5.27)$$

với: ΔP_k - độ giảm áp của pha khí qua tháp chêm khô, N/m^2

Z - chiều cao phần chứa vật chêm, m

d_{td} - đường kính tương đương của vật chêm, m : $d_{td} = 6(1 - \epsilon)/\sigma$

ϵ - thể tích tự do của vật chêm, m^3/m^3 tầng chêm

σ - diện tích bề mặt riêng của vật chêm, m^2/m^3 tầng chêm

ρ_G - khối lượng riêng của pha khí, kg/m^3

G' - suất lượng biểu kiến của pha khí qua một đơn vị tiết diện tháp, $kg/m^2.s$.

$$Re = d_{td} \frac{G'}{\mu}$$

Số hạng thứ nhất biểu diễn sự ma sát khi dòng khí chuyển động ở chế độ chảy tầng, số hạng thứ hai cho trường hợp chảy rối. Có sự chuyển đổi dần ảnh hưởng của hai số hạng trên khi tăng dần tốc độ khí. Với các loại vật chêm thường dùng khi suất lượng pha khí lớn hơn 2500 kg/h thì vế phải (5.27) có thể lấy bằng 1,75.

5.2.3 Độ giảm áp của pha khí qua tháp chêm ướt

Khi có pha lỏng chảy xuống độ giảm áp của pha khí sẽ tăng lên theo hệ số: $\Delta P_u = A_L \cdot \Delta P_k$ (5.28)

Hệ số A_L được biểu diễn theo phương trình của Leva:

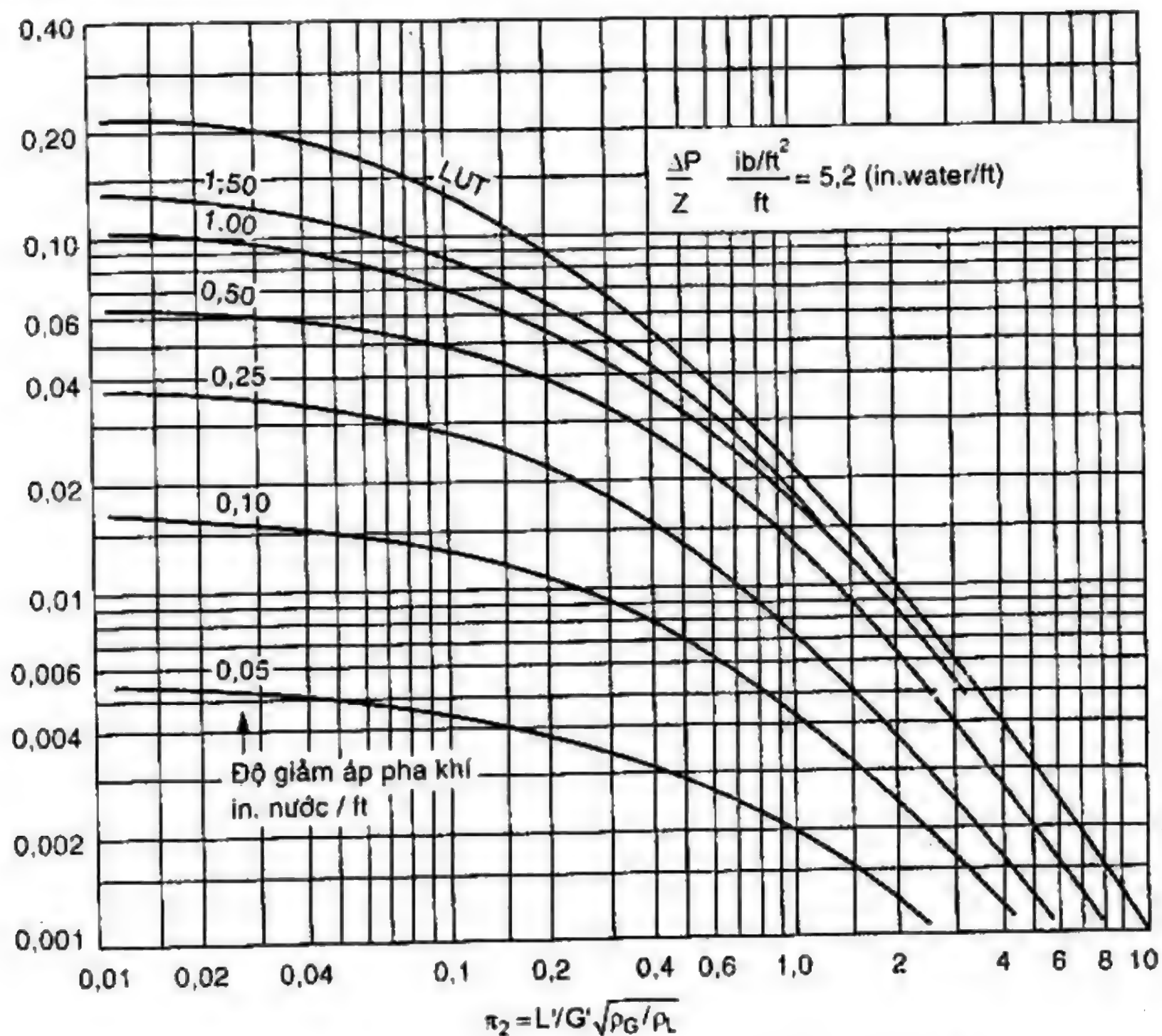
$$A_L = 10^{\beta L'} \quad (5.29)$$

hay: $\log A_L = \beta L'$ (5.30)

Giá trị của β được cho ở sổ tay ứng với một số loại vật chêm và chất lỏng sử dụng là nước và L' là suất lượng nước cho một đơn vị tiết diện tháp, $kg/m^2.h$.

5.2.4 Hiện tượng ngập lụt trong tháp chêm

Khi suất lượng pha lỏng hoặc pha khí vượt quá giới hạn cho trước, chất lỏng không chảy xuống được tạo nên một cột chất lỏng trong tháp, độ giảm áp pha khí khi đó sẽ dao động mạnh. Điều này cần tránh khi điều hành tháp. Theo Zhavoronkov, hiện tượng ngập lụt xảy ra khi hai nhóm số vô thứ nguyên sau có liên hệ với nhau như hình 5.32.



Hình 5.32: Điểm lứt của tháp chêm theo quan hệ của hai nhóm số vô thứ nguyên π_1 và π_2

$$\pi_1 = \left(\frac{f\sigma}{\epsilon^3} \right) \frac{v_o^2}{2g} \frac{\rho_G}{\rho_L} \left(\frac{\mu}{\mu_n} \right)^{0.2} \quad (5.31)$$

$$\pi_2 = \frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \quad (5.32)$$

với: v_o - vận tốc dài biểu kiến của pha khí, m/s

μ, μ_n - độ nhớt của chất lỏng khác nước và độ nhớt của nước, cP.

5.2.5 Hệ số truyền khối cho tháp chêm (xem mục 3.4 chương 3)

Shulman đã thiết lập nên các phương trình chuẩn số để tính các hệ số truyền khối trong tháp chêm với vật chêm là vòng Raschig hay yên ngựa. Với pha khí phương trình chuẩn số là:

$$\frac{k_G P_{BM} Sc_G^{2/3}}{G} = 1,195 \left[\frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \epsilon_o)} \right]^{-0.36} \quad (5.33)$$

với: ϵ_o - độ rỗng của tháp chêm khi hoạt động, được cho bởi:

$$\epsilon_o = \epsilon - \Phi_t \quad (5.34)$$

Φ_t - phần độ rỗng bị pha lỏng chiếm chỗ

G - suất lượng mol pha khí cho một đơn vị tiết diện tháp, $mol/m^2.h$.

d_s - đường kính hình cầu có cùng diện tích bề mặt với một vật chêm, m .

Với pha lỏng phương trình chuẩn số là:

$$\frac{k_L d_s}{D_L} = 25,1 \left(\frac{d_s L'}{\mu_L} \right)^{0.45} Sc_L^{0.5} \quad (5.35)$$

với: k_L - hệ số truyền khối trong pha lỏng, m/h

D_L - hệ số khuếch tán trong pha lỏng, m^2/h

L' - suất lượng biểu kiến của pha lỏng, $kg/h.m^2$

μ_L - độ nhớt của pha lỏng, $kg/m.h$.

BÀI TẬP

5.1. Thiết kế tháp mâm chóp thỏa các điều kiện sau:

Lưu lượng pha khí	12.100 m^3/h
Lưu lượng pha lỏng	10,1 m^3/h
Khối lượng riêng pha khí	$\rho_G = 0,685 \text{ kg/m}^3$
Khối lượng riêng pha lỏng	$\rho_L = 600 \text{ kg/m}^3$
Áp suất	$P = 100 \text{ mmHg}$

5.2. Một dung dịch loãng metanol hấp thu vào nước được cho tiếp xúc với nhau qua tháp mâm xuyên lỗ. Các điều kiện được chọn để thiết kế là: (1) pha hơi 700 mol/h , nồng độ 18% mol metanol; (2) pha lỏng 2100 mol/h , 2,9% mol metanol; (3) nhiệt độ $95^\circ C$, áp suất 1 atm . Thiết kế mâm xuyên lỗ phù hợp với các điều kiện trên.

5.3. Tháp chưng cất hỗn hợp benzen - toluen với năng suất là 20000 kg/h sản phẩm đỉnh. Thiết kế mâm chóp đầu tiên ở đỉnh hoạt động ở 1 atm , tỉ số hoàn lưu là 5 : 1.

Số liệu ở mâm đỉnh như sau:

- Hỗn hợp chủ yếu là benzen
- Khối lượng phân tử: 78,1
- Áp suất: 1 atm
- Nhiệt độ: 80°C
- Khối lượng riêng pha lỏng: 702 kg/m³
- Khối lượng riêng pha hơi: 2,724 kg/m³
- Sức căng bề mặt của chất lỏng: 21 dyn/cm
- Suất lượng cực đại của pha lỏng: 90.800 kg/h
- Suất lượng cực đại của pha hơi: 109.000 kg/h

5.4. Lập lại thiết kế trên cho mâm xuyên lỗ.

5.5. Tháp chêm được dùng để hấp thu SO₂ từ trong dòng khí (có tính chất tương tự không khí). Dung môi để hấp thu là một dung dịch muối amonium. Vật chêm sử dụng là vòng Raschig 25 mm. Lưu lượng pha khí là 2800 m³/h (1 atm, 27°C) chứa 7% SO₂ và được hấp thu gần như hoàn toàn. Dung dịch hấp thu đi vào tháp với suất lượng 14000 kg/h, có khối lượng riêng là 1234 kg/m³, độ nhớt 2,5 cP.

a) Xác định đường kính thích hợp của tháp chêm

b) Nếu chiều cao tháp chêm là 7,5 m, trên cùng có một khoảng cao 1m chứa vật chêm để ngăn chặn hiện tượng pha khí lôi cuốn pha lỏng. Tính công suất của quạt khí cần thiết để pha khí chuyển động được qua tháp. Hiệu suất chung của quạt khí là 60%.

HẤP THU

Quá trình hấp thu là quá trình trong đó một hỗn hợp khí được cho tiếp xúc với chất lỏng nhằm mục đích hòa tan chọn lựa một hay nhiều cấu tử của hỗn hợp khí để tạo nên một dung dịch các cấu tử trong chất lỏng. Ví dụ, khi khí hóa than ta thu được một hỗn hợp khí, rửa hỗn hợp khí này với nước để hòa tan amoniac, sau đó cho tiếp xúc với dung môi hữu cơ để hòa tan benzen, toluen. Các quá trình như vậy cần sự truyền vật chất từ pha khí vào pha lỏng. Nếu quá trình xảy ra theo chiều ngược lại, nghĩa là từ pha lỏng vào pha khí, ta có quá trình nhả. Ví dụ, hỗn hợp lỏng gồm dung môi và benzen, toluen ở trên được cho tiếp xúc với hơi nước quá nhiệt để benzen, toluen sẽ đi vào pha khí và được mang đi, dung môi ban đầu được dùng lại. Nguyên lý của hai quá trình hấp thu và nhả khí về cơ bản là giống nhau nên ta có thể tìm hiểu hai quá trình này cùng lúc.

Trong công nghiệp hóa chất, thực phẩm, quá trình hấp thu được dùng để:

- 1- Thu hồi các cấu tử có giá trị trong pha khí
- 2- Làm sạch pha khí
- 3- Tách hỗn hợp thành các cấu tử riêng biệt
- 4- Tạo thành một dung dịch sản phẩm

Trường hợp thứ nhất và thứ ba, bắt buộc phải tiến hành quá trình nhả sau khi hấp thu để thu hồi các cấu tử và dung môi. Trường hợp thứ hai, thì quá trình nhả không cần thiết nếu dung môi rẻ tiền, dễ kiếm (ví dụ như nước) vì khí hòa tan thường là bỏ đi, chỉ khi nào cần thu hồi dung môi ta mới thực hiện quá trình nhả.

Nếu mục đích chính của quá trình hấp thu là để tạo nên một dung dịch sản phẩm xác định, ví dụ sản xuất dung dịch acid clorhydric, thì dung môi đã được xác định bởi bản chất của sản phẩm. Nếu mục đích của quá trình hấp thu là tách các cấu tử của hỗn hợp khí thì khi đó ta có thể lựa chọn một dung môi tốt dựa trên những tính chất sau:

1- *Độ hòa tan chọn lọc*: Đây là tính chất chủ yếu của dung môi, là tính chất chỉ hòa tan tốt cấu tử cần tách ra khỏi hỗn hợp khí mà không hòa tan các cấu tử còn lại hoặc hòa tan không đáng kể. Tổng quát, dung môi và dung chất có bản chất hóa học tương tự nhau thì cho độ hòa tan tốt. Dung môi và dung chất tạo nên phản ứng hóa học thì làm tăng độ hòa tan lên rất nhiều, nhưng nếu dung môi được thu hồi để dùng lại thì phản ứng phải có tính hoàn nguyên.

2- *Độ bay hơi tương đối*: Dung môi nên có áp suất hơi thấp vì pha khí sau quá trình hấp thu sẽ bão hòa hơi dung môi do đó dung môi bị mất.

3- *Tính ăn mòn của dung môi*: Dung môi nên có tính ăn mòn thấp để vật liệu chế tạo thiết bị dễ tìm và rẻ tiền.

4- *Chi phí*: Dung môi dễ tìm và rẻ để sự thất thoát không tốn kém nhiều.

5- *Độ nhớt*: Dung môi có độ nhớt thấp sẽ tăng tốc độ hấp thu, cải thiện điều kiện ngập lụt trong tháp hấp thu, độ giảm áp thấp và truyền nhiệt tốt.

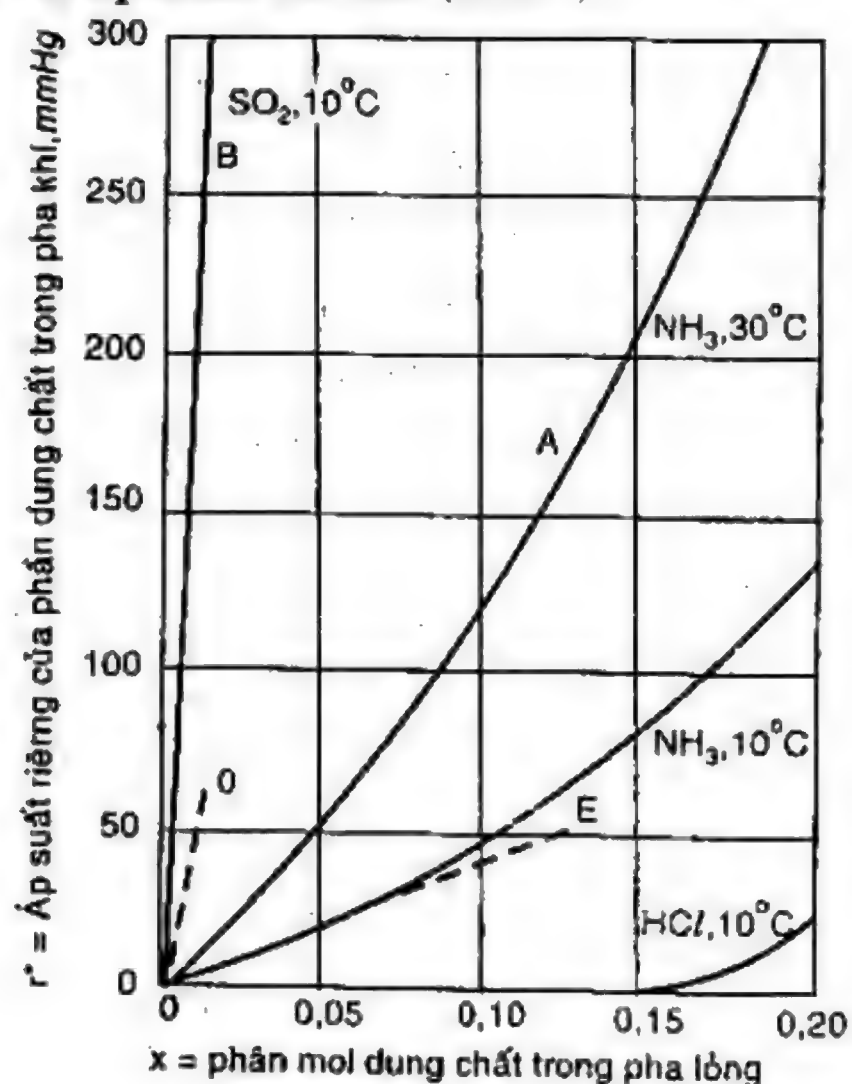
6- *Các tính chất khác*: Dung môi nên có nhiệt dung riêng thấp để ít tổn nhiệt khi hoàn nguyên dung môi, nhiệt độ đóng rắn thấp để tránh hiện tượng đóng rắn làm tắc thiết bị, không tạo kết tủa, không độc.

Trong thực tế, không có một dung môi nào cùng lúc đáp ứng được tất cả các tính chất trên, do đó khi chọn phải dựa vào những điều kiện cụ thể khi thực hiện quá trình hấp thu. Dù sao tính chất thứ nhất của dung môi cũng không thể thiếu được trong bất cứ trường hợp nào.

6.1 ĐỘ HÒA TAN CÂN BẰNG CỦA CHẤT KHÍ TRONG CHẤT LỎNG

6.1.1 Hệ hai cấu tử

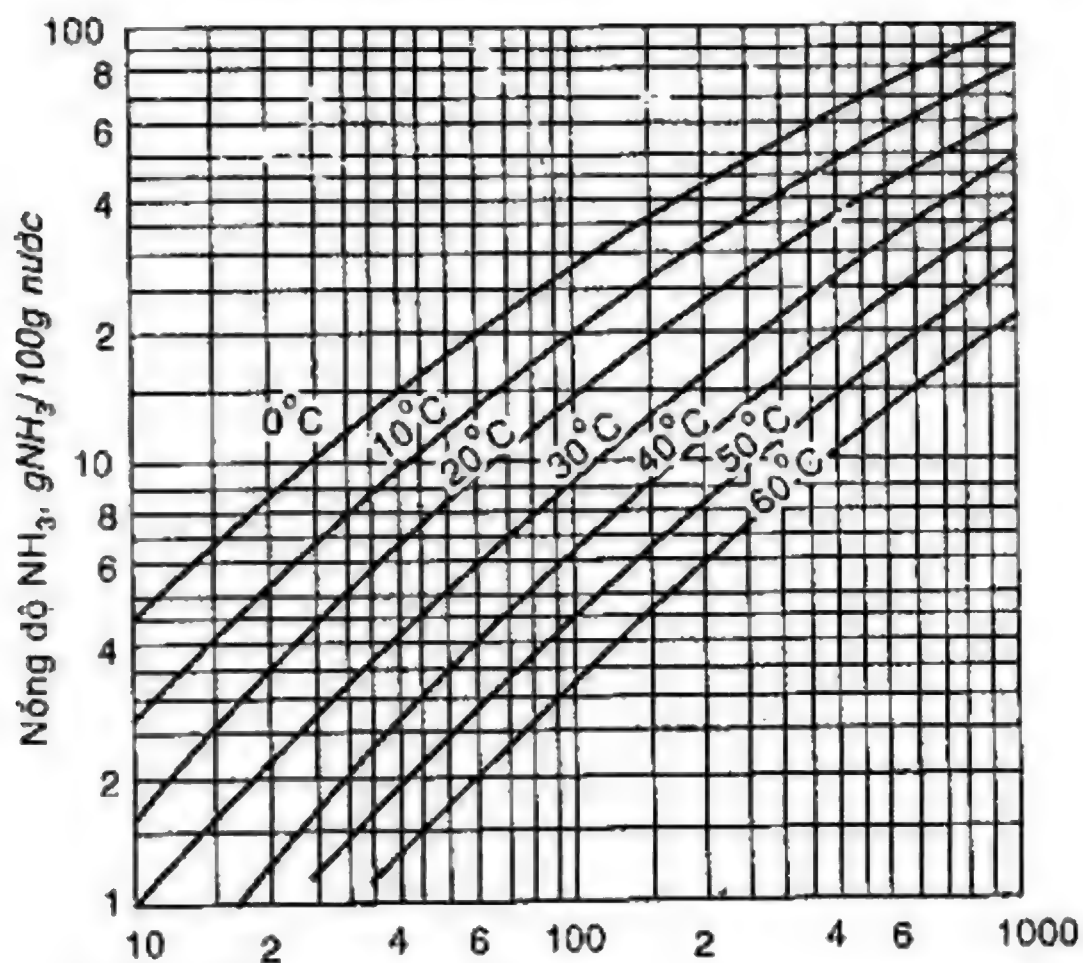
Nếu một lượng khí đơn chất được cho tiếp xúc với một dung môi tương đối không bay hơi theo cách đã trình bày ở chương 4 thì nồng độ chất khí hòa tan trong pha lỏng được gọi là độ hòa tan của chất khí tại nhiệt độ và áp suất đã cho (H.6.1).



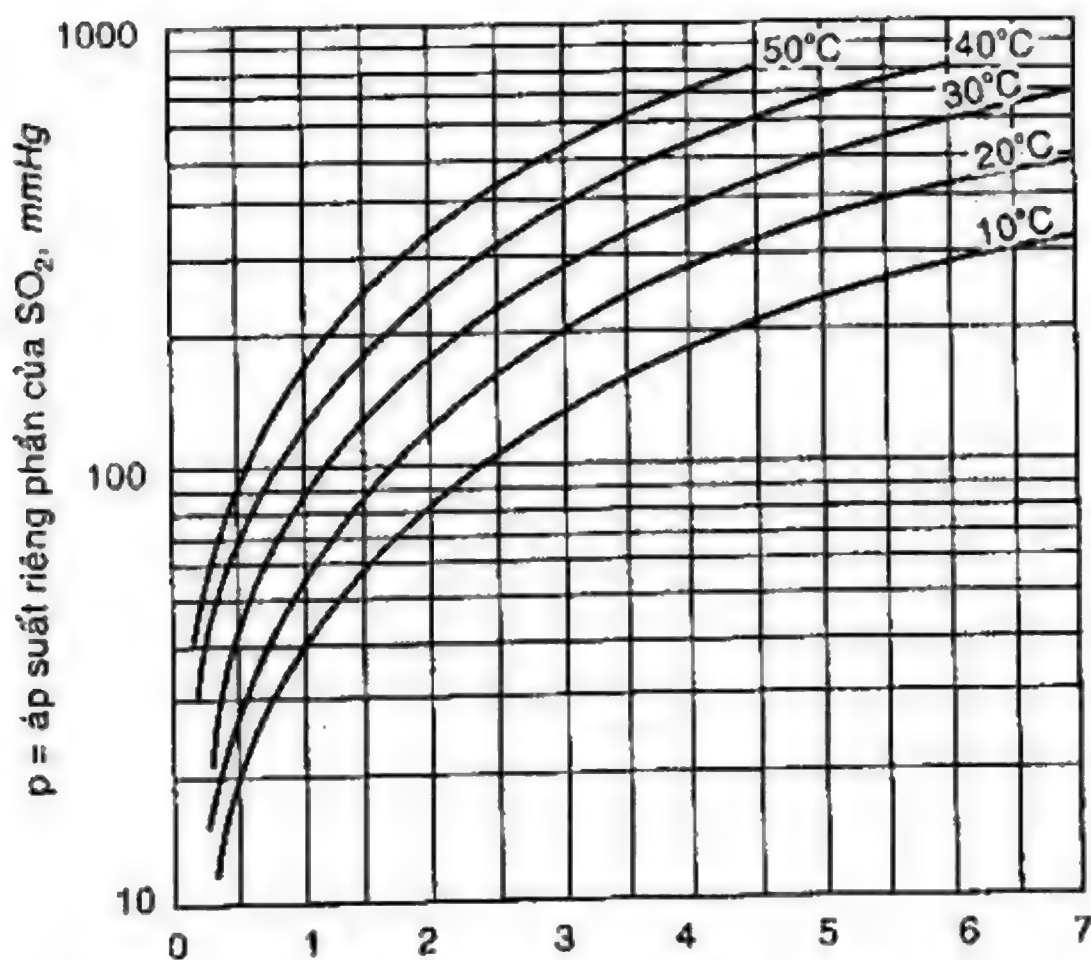
Hình 6.1: Đường cân bằng của độ hòa tan chất khí trong chất lỏng

Những chất khí và chất lỏng khác nhau sẽ cho các đường độ hòa tan khác nhau và được xác định bằng thực nghiệm cho mỗi hệ. Trên hình 6.1, nếu áp suất cân bằng của chất khí tại nồng độ cho trước là cao, như đường cong B thì chất khí tương đối không hòa tan trong chất lỏng, ngược lại nếu thấp như đường cong C thì chất khí có độ hòa tan cao, điều này chỉ là tương đối, vì ta có thể tạo nên nồng độ khí trong lỏng như mong muốn nếu tác động lên hệ một áp suất tương ứng. Như vậy dạng khí hóa lỏng sẽ hoàn toàn hòa tan trong chất lỏng.

Thường thì hòa tan chất khí vào trong lỏng sẽ phát nhiệt và độ hòa tan của chất khí sẽ giảm khi nhiệt độ tăng. Đường cong A và E trên hình 6.1 cho thấy độ hòa tan của NH_3 ở 30°C và 10°C . Tại nhiệt độ sôi của dung môi, độ hòa tan của chất khí sẽ bằng không.



Hình 6.2: Độ hòa tan của amoniac trong nước



Hình 6.3: Độ hòa tan của SO_2 trong nước

6.1.2 Hệ nhiều cấu tử

Nếu một hỗn hợp khí được cho tiếp xúc với chất lỏng, tại điều kiện xác định độ hòa tan cân bằng của mỗi chất khí sẽ độc lập với các chất khí còn lại và được biểu diễn theo áp suất riêng phần trong hỗn hợp khí. Nếu chỉ có một cấu tử trong hỗn hợp khí hòa tan vào chất lỏng thì áp dụng được như trường hợp nguyên chất. Ví dụ, cũng

trên hình 6.1 đường cong A trình bày độ hòa tan của NH_3 từ trong hỗn hợp không khí - NH_3 vào trong nước, vì không khí không hòa tan vào nước nên trục tung chỉ biểu diễn áp suất riêng phần của NH_3 . Trong trường hợp có nhiều cấu tử hòa tan vào chất lỏng, dung dịch được xem lý tưởng khi các cấu tử hòa tan có cùng bản chất với chất lỏng. Ví dụ như hỗn hợp khí propan và butan hòa tan vào dầu paraffin không bay hơi. Ngoài ra độ hòa tan của chất khí còn chịu ảnh hưởng bởi sự hiện diện của một dung chất không bay hơi trong chất lỏng, chẳng hạn dung dịch nước muối, trong trường hợp này dung dịch là không lý tưởng.

6.1.3 Dung dịch lỏng lý tưởng

Khi pha lỏng được xem là lý tưởng ta có thể tính được áp suất riêng phần cân bằng của chất khí trong dung dịch với chất lỏng. Hỗn hợp khí lý tưởng cân bằng với dung dịch lý tưởng thì thành phần của dung chất trong pha khí và pha lỏng liên hệ với nhau theo định luật Raoult tại một nhiệt độ xác định:

$$p^* = Px \quad (6.1)$$

với: p^* - áp suất riêng phần của dung chất trong pha khí cân bằng với pha lỏng, *mmHg* hoặc *atm*.

x - phần mol của dung chất trong pha lỏng

P - áp suất hơi của dung chất, *mmHg* hoặc *atm*.

Ví dụ 6.1: Một hỗn hợp khí sau một thời gian dài tiếp xúc với dầu hydrocarbon đã đạt cân bằng ở áp suất 2 *atm*, nhiệt độ 24°C. Thành phần pha khí khi cân bằng là: metan 60%, etan 20%, propan 8%, n-butan 6%, n-pentan 6%. Tính thành phần của pha lỏng cân bằng.

Giải: Xác định áp suất hơi của các cấu tử ở 24°C. Tại nhiệt độ này lớn hơn nhiệt độ tới hạn của metan, và tại áp suất thấp 2 *atm* nên độ hòa tan của metan là không đáng kể. Với mỗi cấu tử theo (6.1) $x = p^*/P$. Tổng các phần mol của các cấu tử hòa tan là 0,264 nên phần mol của dung môi là $1 - 0,264 = 0,736$.

Cấu tử	p^* áp suất riêng phần cân bằng, atm	P , áp suất hơi ở 24°C, atm	Phần mol trong pha lỏng $x = p^*/P$
Metan	1,2 = 0,6 (2,0)		
Etan	0,4	41,5	0,0097
Propan	0,16	8,84	0,018
n-butan	0,12	2,33	0,052
n-pentan	0,12	0,65	0,184
Tổng			0,264

6.1.4 Dung dịch lỏng không lý tưởng

Đường *D* và *E* trên hình 6.1 cho thấy, các trường hợp SO_2 và NH_3 hòa tan vào nước được tính theo định luật Raoult ở 10°C không khớp với số liệu thực nghiệm. Riêng đường *E* chỉ phù hợp với thực nghiệm tới nồng độ 0,06 phần mol NH_3 trong pha lỏng. Trong khoảng này phương trình của đường thẳng tuân theo định luật Henry:

$$y^* = \frac{p^*}{P} = mx \quad (6.2)$$

với m là hằng số cho mỗi chất khí.

Tuy nhiên, định luật Henry không đúng cho một khoảng rộng nồng độ. Với chất khí ít hòa tan trong nước như nitrogen, oxygen, định luật Henry đúng tới áp suất riêng phần cân bằng 1 atm; với các chất khí dạng hơi (dưới nhiệt độ tới hạn) sẽ đúng tới áp suất riêng phần bằng 50% áp suất bão hòa tại nhiệt độ cho trước. Trong trường hợp bất kỳ, m được xác định bằng thực nghiệm.

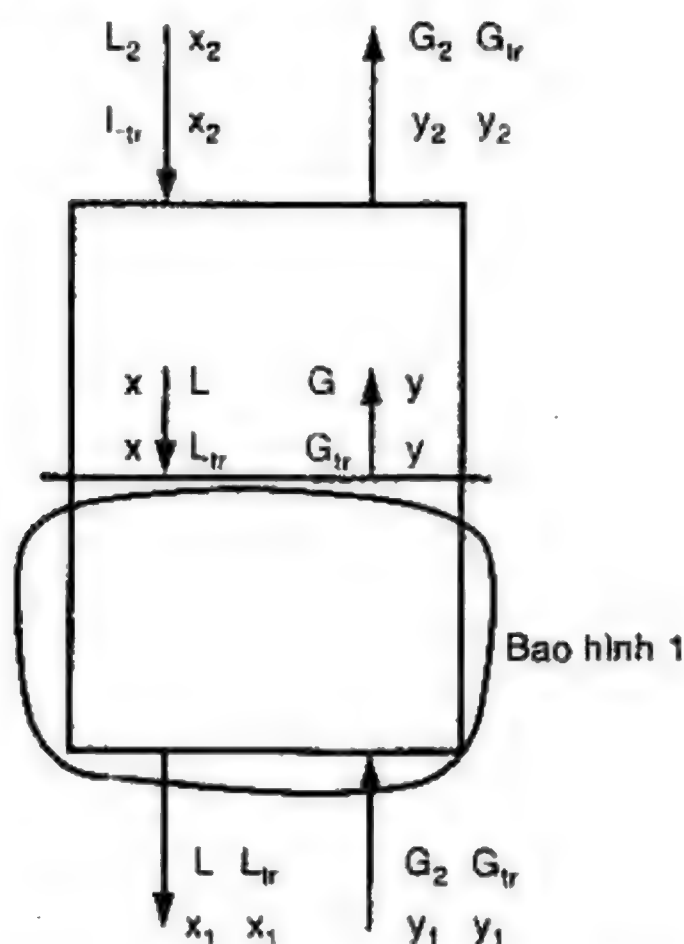
Bảng 6.1: Hệ số Henry của một số chất khí trong dung dịch với nước $P \cdot 10^{-6} \text{ mmHg}$

Chất khí \ Nhiệt độ, °C	C_2H_2	không khí	Br_2	CO_2	CO	Cl_2	H_2	O_2
20	0,92	50,4	0,0451	1,08	40,7	0,402	51,9	30,4
25	1,01	54,7	0,056	1,24	44	0,454	53,7	33,3
30	1,11	58,6	0,0688	1,41	47,1	0,502	55,4	36,1

6.2 CÂN BẰNG VẬT CHẤT CHO QUÁ TRÌNH HẤP THU

Các phương trình cân bằng vật chất và biểu diễn các phương trình bằng đồ thị đã được trình bày trong chương 4 cho một quá trình truyền khối bất kỳ. Ở đây ta sẽ bổ sung cho quá trình hấp thu.

6.2.1 Quá trình nghịch dòng



Hình 6.4: Cân bằng vật chất cho quá trình hấp thụ

Hình 6.4 trình bày quá trình tiếp xúc nghịch dòng cho một tháp bất kỳ. Gọi G là suất lượng mol tổng cộng/h. (m^2 tiết diện tháp), y là phần mol của dung chất khuếch tán A, p là áp suất riêng phần và Y là tỉ số mol, G_{tr} là suất lượng mol của cấu tử trơ/h. m^2 . Ta có tại một vị trí bất kỳ trong tháp:

$$Y = \frac{y}{1-y} = \frac{p}{P_t - p} \quad (6.3)$$

$$G_{tr} = G(1-y) = G/1+Y \quad (6.4)$$

Tương tự cho pha lỏng:

$$X = \frac{x}{1-x} \quad (6.5)$$

$$L_{tr} = L(1-x) = \frac{L}{1+X} \quad (6.6)$$

Vì cấu tử trơ trong pha khí và trong pha lỏng có suất lượng không đổi khi đi qua tháp nên ta viết phương trình cân bằng vật chất trên cân bản cấu tử trơ. Cân bằng dung chất cho phần dưới tháp đến vị trí bất kỳ (bao hình 1) là:

$$G_{tr}(Y_1 - Y) = L_{tr}(X_1 - X) \quad (6.7)$$

Đây là phương trình đường thẳng (đường làm việc) trên tọa độ X, Y , hệ số góc là L_{tr}/G_{tr} và đi qua điểm (X_1, Y_1) . Nếu thay X, Y bằng X_2, Y_2 đường biểu diễn cũng đi qua điểm (X_2, Y_2) . Đường làm việc chỉ là đường thẳng khi vẽ theo tọa độ tỉ số mol X, Y hoặc tỉ số khối lượng \bar{X}, \bar{Y} . Nếu biểu diễn theo phần mol hoặc áp suất riêng phần, đường làm việc sẽ là đường cong, phương trình khi đó là:

$$G_{tr} \left(\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y}{1-y} \right) = G_{tr} \left(\frac{P_1}{P_t - P_1} - \frac{P}{P_t - P} \right) = L_{tr} \left(\frac{x_1}{1-x_1} - \frac{x}{1-x} \right) \quad (6.8)$$

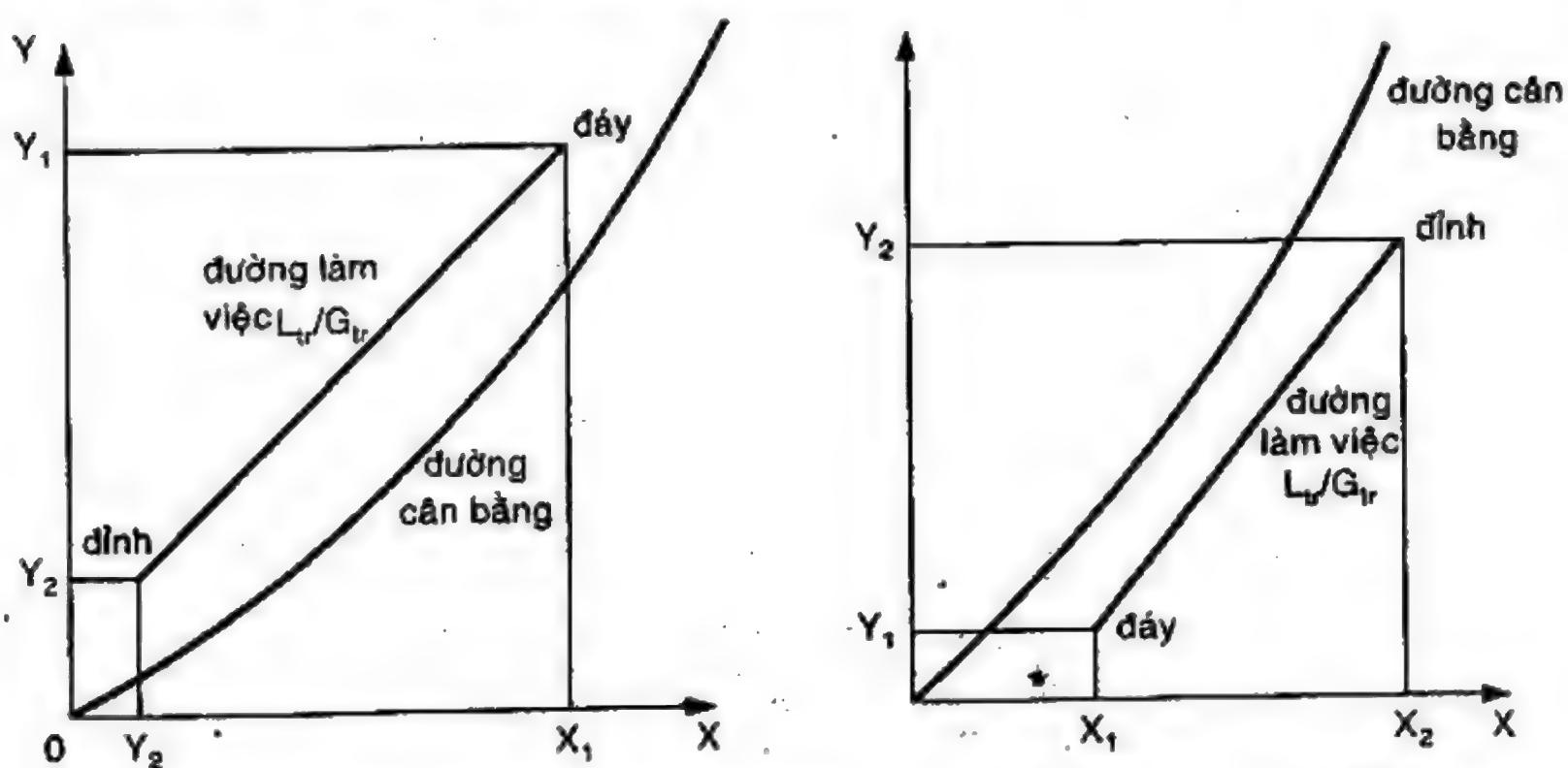
với P_t là áp suất tổng được xem như không đổi trong suốt cả tháp.

Lượng dung môi tối thiểu cho quá trình hấp thu

Trong việc tính toán quá trình hấp thu, ta thường biết trước các đại lượng sau:

- Suất lượng pha khí G hay G_{tr}
- Nồng độ hai đầu của pha khí Y_1 và Y_2 nồng độ của pha lỏng ban đầu X_2 .

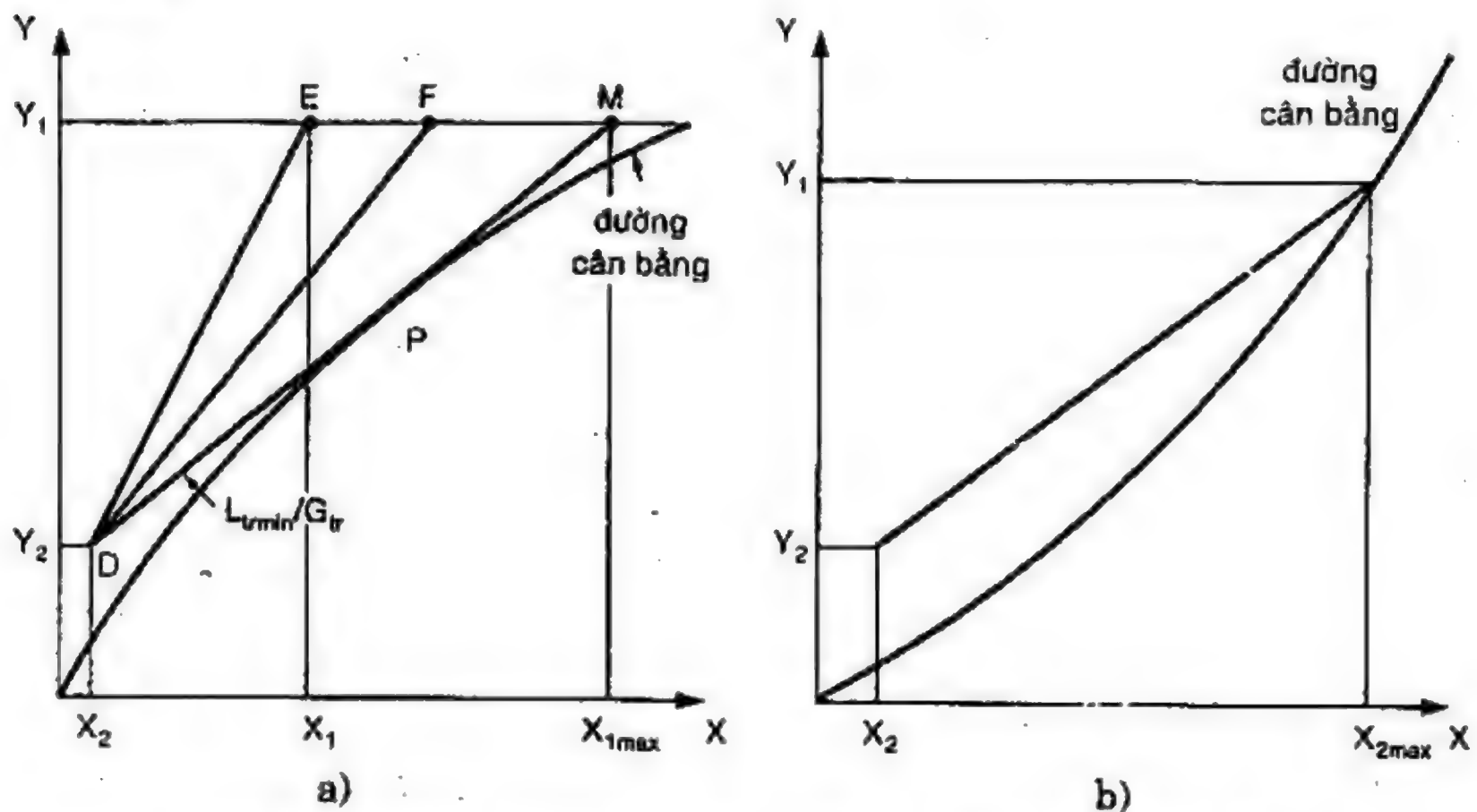
Suất lượng dung môi lỏng được chọn phụ thuộc vào các đại lượng trên.



Hình 6.5: Đường làm việc cho quá trình hấp thu - nhả khí

Theo hình 6.6a, đường làm việc phải đi qua điểm D và chấm dứt tại đường có tung độ Y_1 . Nếu suất lượng dung môi sử dụng tương ứng với đường DE , nồng độ pha lỏng trong dòng ra sẽ là X_1 . Nếu lượng dung môi sử dụng ít hơn, thành phần pha lỏng đi ra sẽ lớn hơn (điểm F) nhưng động lực khuếch tán sẽ nhỏ hơn, quá trình thực hiện khó hơn, thời gian tiếp xúc pha sẽ lâu hơn, do đó thiết bị hấp thu

phải cao hơn. Đường làm việc ứng với lượng dung môi tối thiểu khi tiếp xúc với đường cân bằng tại P . Tại P động lực khuếch tán bằng không, thời gian tiếp xúc pha không xác định và tháp có chiều cao không xác định. Điều này là điều kiện giới hạn cho lượng dung môi sử dụng.



Hình 6.6: Lượng dung môi tối thiểu cho quá trình hấp thụ

Thường thì đường cân bằng lõm như hình 6.6b, đường làm việc ứng với lượng dung môi tối thiểu tương ứng với nồng độ dòng lỏng ra cân bằng với nồng độ dòng khí vào. Như vậy ta có:

$$L_{trmin} = G_{tr} \frac{Y_1 - Y_2}{X_{1max} - X_2} \quad (6.9)$$

với X_{1max} là nồng độ ra của pha lỏng cực đại ứng với lượng dung môi tối thiểu hay nồng độ ra của pha lỏng cân bằng với nồng độ vào của pha khí.

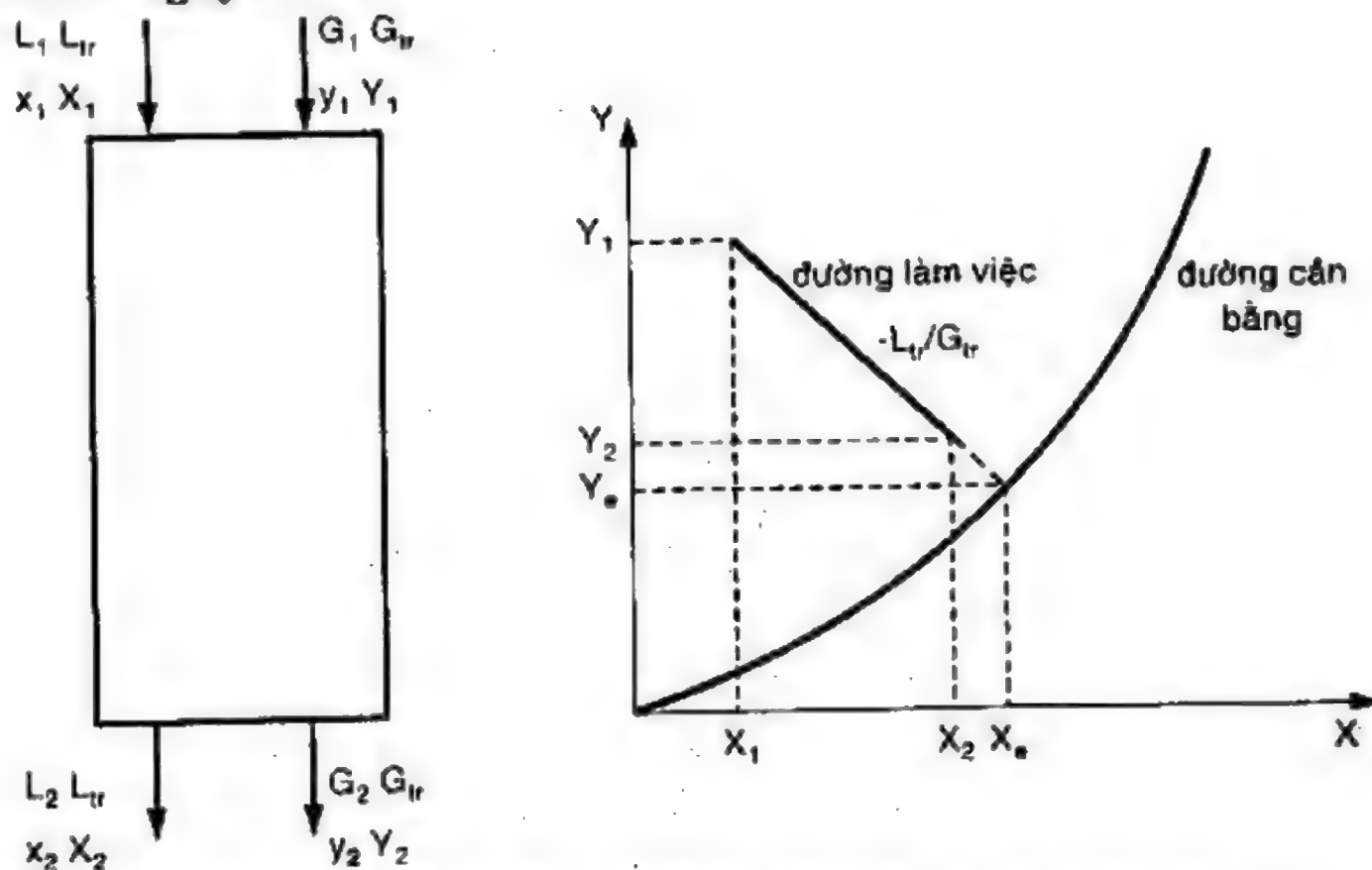
Trong thực tế, lượng dung môi sử dụng luôn lớn hơn lượng dung môi tối thiểu và nồng độ ra của pha lỏng nhỏ hơn nồng độ cực đại.

Nguyên tắc này cũng áp dụng cho quá trình nhả khí khi đường làm việc tiếp xúc với đường cân bằng sẽ cho tỉ số lỏng/khí cực đại và nồng độ dòng khí ra là cực đại.

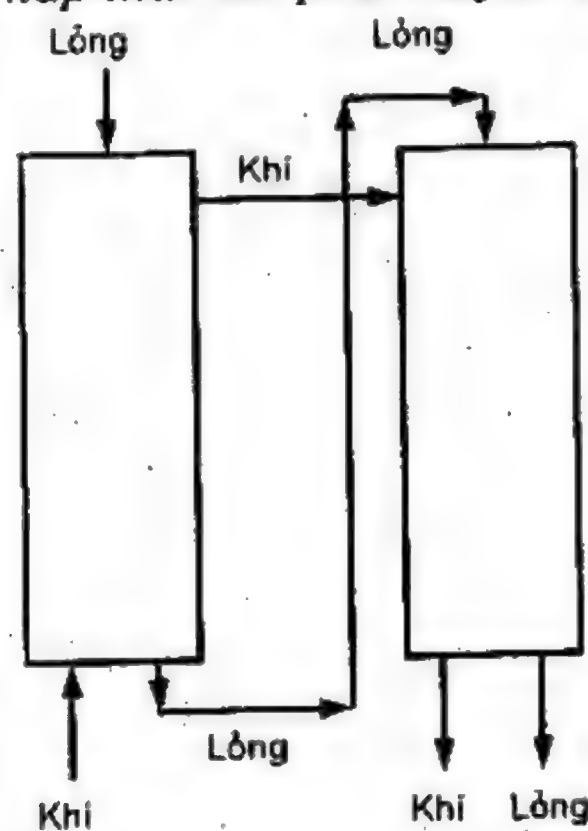
6.2.2 Quá trình cùng chiều

Khi pha khí và pha lỏng chuyển động cùng chiều như hình 6.7, đường làm việc có hệ số góc âm $-L_{tr}/G_{tr}$. Tỷ số này không có giới hạn nhưng chiều cao tháp sẽ không xác định khi nồng độ hai pha ra đạt cân bằng (X_e, Y_e) .

Tháp có hai pha chuyển động cùng chiều được sử dụng khi tháp quá cao và được phân thành hai tháp để tiết kiệm đường ống dẫn khí thường có đường kính khá lớn. Nó cũng có thể được dùng cho cấu tử hòa tan là nguyên chất.



Hình 6.7: Tháp hấp thu: hai pha chuyển động cùng chiều



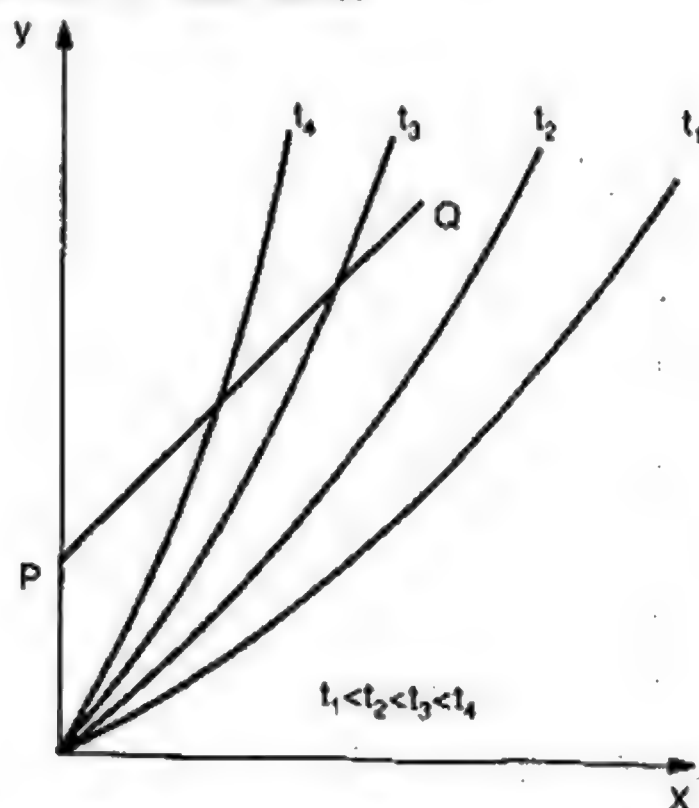
Hình 6.8: Tháp nghịch chiều - cùng chiều cho trường hợp tháp khá cao

6.3 ẢNH HƯỞNG CỦA NHIỆT ĐỘ VÀ ÁP SUẤT LÊN QUÁ TRÌNH HẤP THU

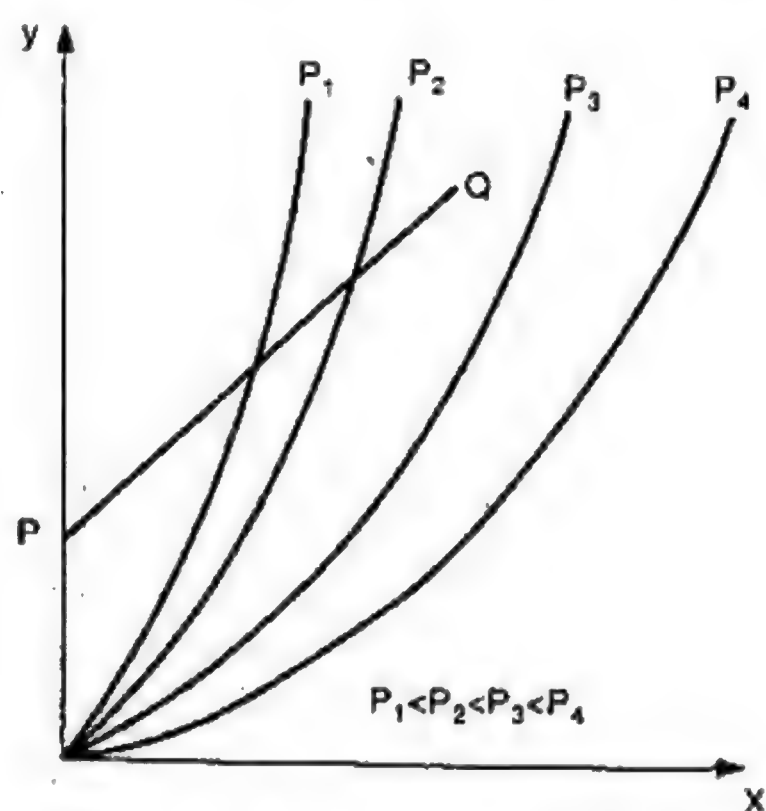
Nhiệt độ và áp suất là những yếu tố có ảnh hưởng quan trọng lên quá trình hấp thu. Cụ thể là chúng có ảnh hưởng lên trạng thái cân bằng và động lực của quá trình.

Nếu nhiệt độ tăng thì giá trị của hệ số của định luật Henry tăng, đường cân bằng sẽ chuyển dịch về trục tung (H.6.9). Giả sử đường làm việc là PQ không đổi, nếu nhiệt độ tăng lên thì động lực truyền khối sẽ giảm, do đó tốc độ truyền khối sẽ giảm. Nếu tăng nhiệt độ lên một giới hạn nào đó, ví dụ t_3 , thì không những động lực truyền khối giảm mà ngay cả quá trình cũng không thực hiện được theo đường làm việc PQ cho trước. Mặt khác, nhiệt độ cao cũng có ảnh hưởng tốt vì độ nhớt của dung môi giảm (có lợi đối với trường hợp trở lực khuếch tán chủ yếu nằm trong pha lỏng)

Nếu tăng áp suất của hỗn hợp khí thì giá trị hệ số cân bằng sẽ giảm và, do đó, đường cân bằng sẽ về gần trục hoành (H.6.10). Như vậy nếu tăng áp suất thì quá trình truyền khối sẽ tốt hơn vì động lực lớn hơn. Nhưng tăng áp suất luôn kèm theo tăng nhiệt độ. Mặt khác, việc tăng áp suất cũng gây khó khăn cho việc chế tạo thiết bị. Thường chỉ thực hiện quá trình hấp thu ở áp suất cao đối với những chất khí khó hòa tan, ví dụ như hấp thu khí CO_2 vào nước lạnh ở 17atm , hấp thu khí CO ở 120atm .



Hình 6.9: Ảnh hưởng của nhiệt độ lên quá trình hấp thu



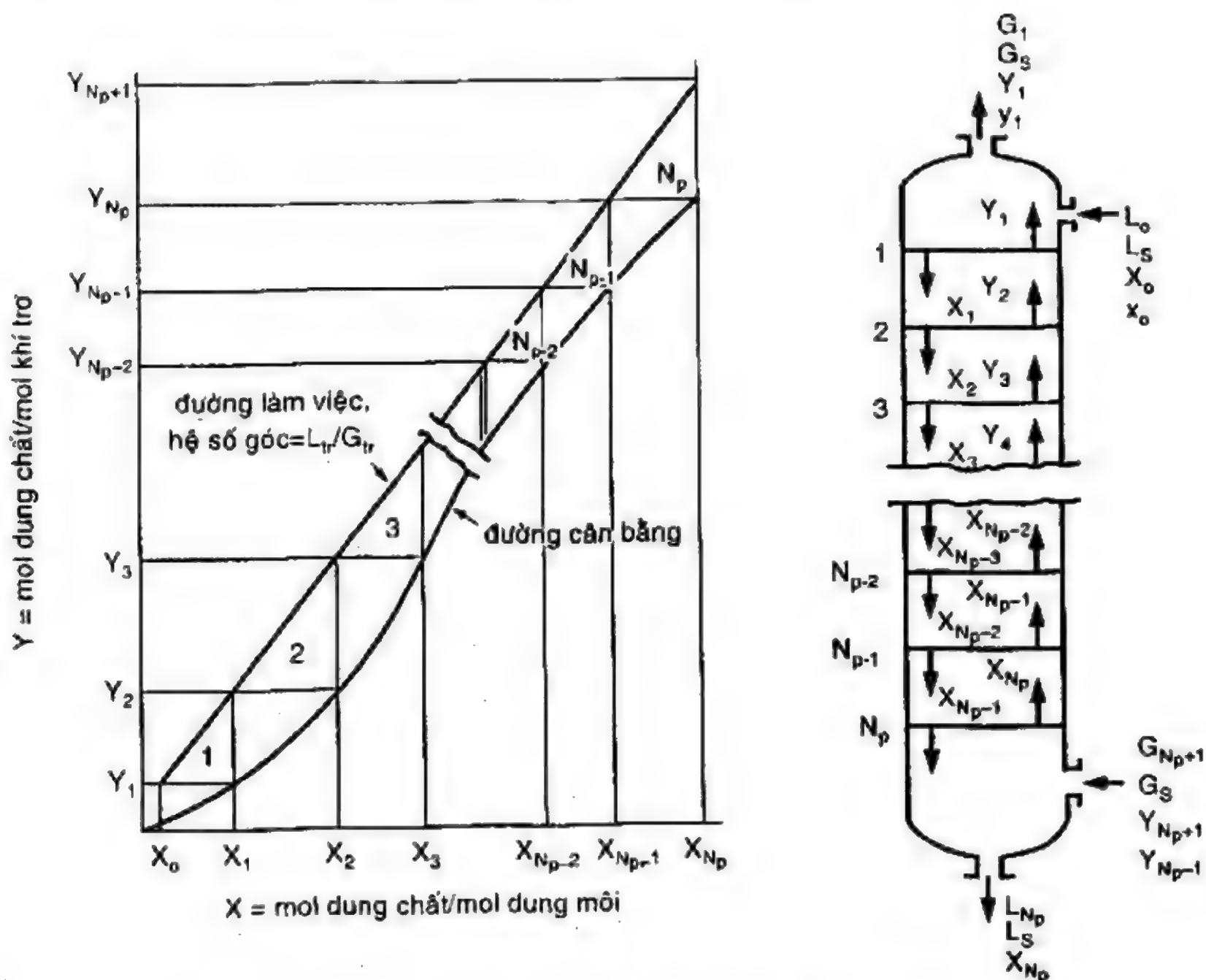
Hình 6.10: Ảnh hưởng của áp suất lên quá trình hấp thu

6.4 THÁP HẤP THU

Trong sản xuất có thể dùng nhiều loại thiết bị khác nhau để thực hiện quá trình hấp thu. Tuy nhiên, yêu cầu cơ bản của thiết bị vẫn là diện tích bề mặt tiếp xúc pha phải lớn để tăng hiệu suất của quá trình. Sau đây ta xét hai loại tháp hấp thu là tháp mâm và tháp chêm.

6.4.1 Tháp mâm

Để xác định số mâm lý thuyết cần thiết cho quá trình hấp thu, đường làm việc và đường cân bằng thường được vẽ theo tọa độ X , Y và số mâm lý thuyết được xác định như hình 6.11. Với tháp nhả khí, xác định tương tự với đường làm việc nằm dưới đường cân bằng.



Hình 6.11: Xác định số mâm lý thuyết cho tháp hấp thu

Hỗn hợp khí có nồng độ thấp

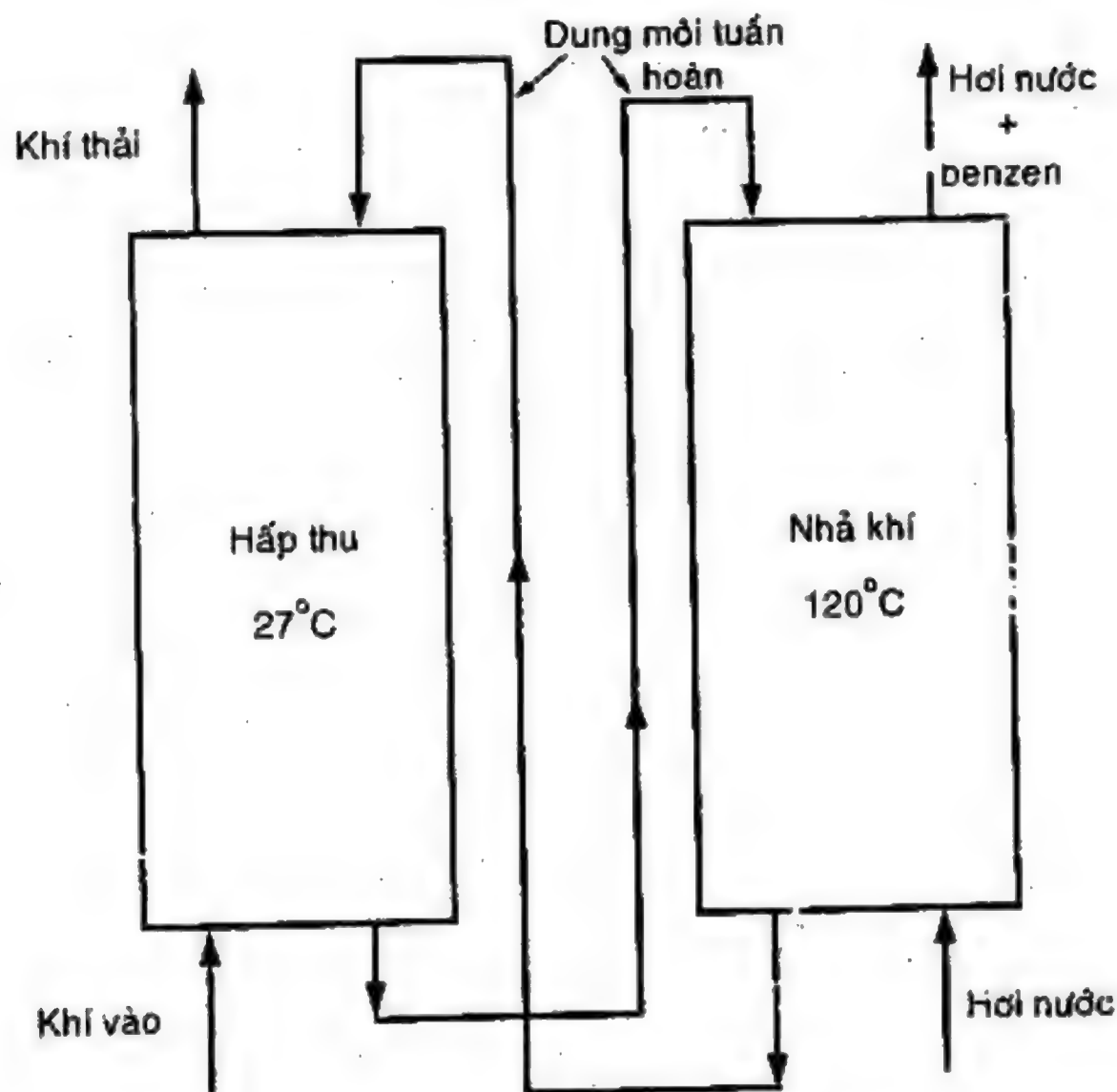
Trong trường hợp đường làm việc và đường cân bằng là đường thẳng, số mâm lý thuyết có thể được xác định bằng giải tích mà không dùng đến đồ thị. Điều này xảy ra cho trường hợp pha khí và pha lỏng có nồng độ dung chất khá thấp. Nếu lượng dung chất hấp thu là nhỏ, suất lượng pha lỏng vào và ra khỏi tháp xem như không đổi $L_o = L_N = L$, và tương tự suất lượng pha khí cũng không đổi G . Do đó, đường làm việc vẽ trên tọa độ phần mol với hệ số góc L/G sẽ là đường thẳng, trong trường hợp này áp dụng các phương trình Kremser từ (4.34) đến (4.41). Nếu A biến đổi ít từ đầu này đến đầu kia của tháp do sự biến đổi L/G hay do sự biến đổi của độ hòa tan theo nồng độ hay nhiệt độ ta sẽ dùng giá trị trung bình của giá trị A tại đỉnh và đáy tháp. Nếu A biến đổi nhiều, ta phải tính bằng đồ thị hoặc thực hiện phép tính cho từng mâm.

Thừa số hấp thu A

Thừa số hấp thu $A = L/mG$ là tỉ số giữa hệ số góc đường làm việc với hệ số góc đường cân bằng. Giá trị A nhỏ hơn 1 (H.4.15) cho thấy mức độ hấp thu bị giới hạn. Với giá trị A lớn hơn 1, ta có thể đạt được mức độ hấp thu nhất định nếu tháp có đủ mâm. Với một mức độ hấp thu xác định từ lượng khí cố định, khi A tăng lượng lỏng sử dụng nhiều hơn, do đó, làm dung dịch ra khỏi tháp có nồng độ loãng. Cùng lúc đó, số mâm giảm, chi phí cho thiết bị giảm. Từ những giá trị nghịch biến này, ta thấy trong tất cả các trường hợp sẽ có một giá trị của A , hay L/G , cho ta quá trình hấp thu kinh tế nhất.

Ví dụ 6.2: Một hỗn hợp khí hóa than có chứa benzen được đem thực hiện quá trình hấp thu bằng cách cho benzen hòa tan vào một dung môi không bay hơi, dung dịch sau đó được cho qua quá trình nhả khí bằng cách cho tiếp xúc với hơi nước. Hai quá trình lần lượt như sau.

a) **Hấp thu:** Hỗn hợp khí đi vào có lưu lượng là $820 \text{ m}^3/\text{h}$ ở áp suất 800 mmHg , nhiệt độ 27°C , có nồng độ benzen là 2% theo thể tích và cần được hấp thu 95% lượng benzen này. Dung môi vào tháp hấp thu có nhiệt độ 27°C , chứa 0,005 phân mol benzen và có phân tử lượng trung bình là 260 kg/kmol . Lượng dung môi sử dụng bằng 1,5 lần lượng dung môi tối thiểu. Dung dịch dung môi - benzen được xem là lý tưởng. Nhiệt độ được duy trì không đổi ở 27°C .



Hình 6.12: Sơ đồ cho ví dụ 6.2

b) *Nhả khí*: Dung dịch từ tháp hấp thu ra được gia nhiệt lên đến 120°C và đi vào tháp nhả khí ở 1 atm . Hơi nước sử dụng để lôi cuốn benzen có áp suất 1 atm , nhiệt độ 120°C . Dung môi đã nhả benzen vẫn còn nồng độ benzen là $0,005$ phân mol benzen được làm nguội xuống còn 27°C và đưa trở lại tháp hấp thu. Lượng hơi nước sử dụng bằng $1,5$ lần lượng tối thiểu. Nhiệt độ được duy trì không đổi ở 120°C .

Xác định suất lượng dung môi tuần hoàn, suất lượng hơi nước sử dụng và số mâm lý thuyết cho mỗi quá trình.

Giải: a) *Hấp thu*: Định nghĩa các đại lượng L , L_{tr} , G , theo mol/h

$$G_1 = (820\text{ m}^3/\text{h}) \left(\frac{273\text{ K}}{300\text{ K}} \right) \left(\frac{800\text{ mm Hg}}{760\text{ mm Hg}} \right) \left(\frac{1}{22,4\text{ m}^3/\text{kmol}} \right)$$

$$= 35,066\text{ kmol/h} = 35066\text{ mol/h}$$

$$y_1 = 0,02\text{ phân mol benzen}$$

$$Y_1 = \frac{0,02}{1-0,02} = 0,0204\text{ mol benzen/mol khí trơ}$$

$$G_{tr} = G_1(1-y_1) = 35066(1-0,02) = 34365\text{ mol/h}$$

Thu hồi 95% benzen nên nồng độ dòng khí ra khỏi tháp là:

$$Y_2 = (1 - 0,95)Y_1 = (1 - 0,95) 0,0204 = 0,001 \text{ mol benzen/mol khí trơ}$$

$$x_2 = 0,005; \quad X_2 = \frac{0,005}{1 - 0,005} = 0,00502 \text{ mol benzen/mol dung môi}$$

Xác định đường cân bằng cho quá trình hấp thu: Ở 27°C , áp suất hơi của benzen là 100 mmHg . Theo (6.1) và (6.2)

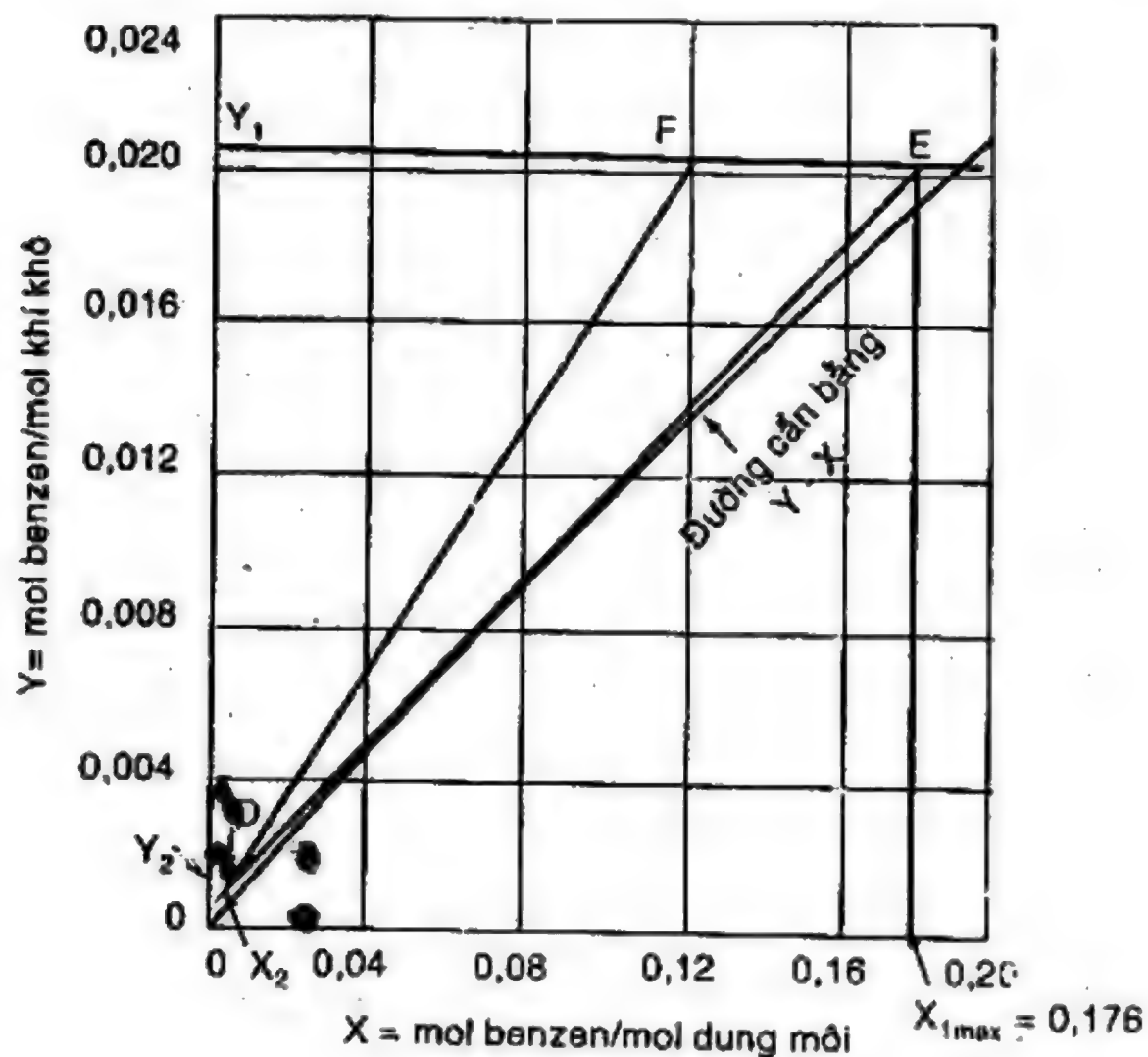
$$y^* = \frac{P}{P_t}x = \frac{100}{800}x = 0,125x$$

hay biểu diễn phương trình đường cân bằng theo tỉ số mol

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = \frac{0,125X}{1 + X}$$

Các trị số X và Y để vẽ đường cân bằng

X	0	0,04	0,08	0,12	0,16	0,20
Y*	0	0,0048	0,0094	0,0115	0,0176	0,0213



Hình 6.13: Xác định số mâm lý thuyết cho quá trình hấp thu

Vẽ đường làm việc và đường cân bằng trên cùng đồ thị X, Y (H.6.13). Đường làm việc xuất phát từ điểm $D(X_2, Y_2)$. Để xác định lượng dung môi tối thiểu, vẽ đường DE tiếp xúc với đường cân bằng cắt đường $Y_1 = 0,0204 \text{ mol benzen/mol khí trơ}$, hoành độ giao điểm cho $X_{1_{\max}} = 0,176 \text{ mol benzen/mol dung môi}$. Lượng dung môi tối thiểu được xác định theo (6.9)

$$L_{tr_{\min}} = 34.365 \frac{0,0204 - 0,0010}{0,176 - 0,005} = 3.899 \text{ mol dung môi/h}$$

Lượng dung môi sử dụng bằng 1,5 lần lượng tối thiểu:

$$L_{tr} = 1,5 L_{tr_{\min}} = 1,5 \times 3885 = 5.848 \text{ mol dung môi/h}$$

hay: $L_{tr} = 5.848 \times 260 = 1.520.500 \text{ g/h} = 1.520,5 \text{ kg/h}$

Nồng độ của dung dịch ra khỏi tháp hấp thu được tính theo (6.7)

$$\begin{aligned} X_1 &= \frac{G_{tr}}{L_{tr}} (Y_1 - Y_2) + X_2 = \frac{34.365}{5.848} (0,0204 - 0,0010) + 0,005 \\ &= 0,1192 \text{ mol benzen/mol dung môi} \end{aligned}$$

Đường làm việc là đường DF . Số mâm lý thuyết cho quá trình hấp thu là 7,7 mâm

b) *Nhỏ khí*: Tại nhiệt độ 120°C , áp suất hơi của benzen là:

2400 mmHg , áp suất làm việc là 760 mmHg . Tương tự như trên phương trình đường cân bằng cho hệ ở nhiệt độ 120°C , áp suất 760 mmHg là:

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = \frac{2400}{760} \frac{X}{1 + X} = 3,16 \frac{X}{1 + X}$$

Các trị số X và Y^* để vẽ đường cân bằng trong trường hợp này là:

X	0	0,02	0,04	0,06	0,08	0,10	0,12
Y^*	0	0,066	0,139	0,207	0,306	0,404	0,510

với quá trình nhả khí $X_2 = 0,1192$, $X_1 = 0,00502 \text{ mol benzen/mol dung môi}$, $Y_1 = 0 \text{ mol benzen/mol hơi nước}$. Vẽ đường MN tiếp tuyến với đường cân bằng và tại N ta có $Y_{2_{\max}} = 0,45 \text{ mol benzen/mol khí trơ}$

$$G_{tr_{\min}} = \frac{L_{tr} (X_2 - X_1)}{Y_{2_{\max}} - Y_1} = \frac{5.848(0,1192 - 0,005)}{0,45 - 0} = 1.484 \text{ mol hơi nước/h}$$

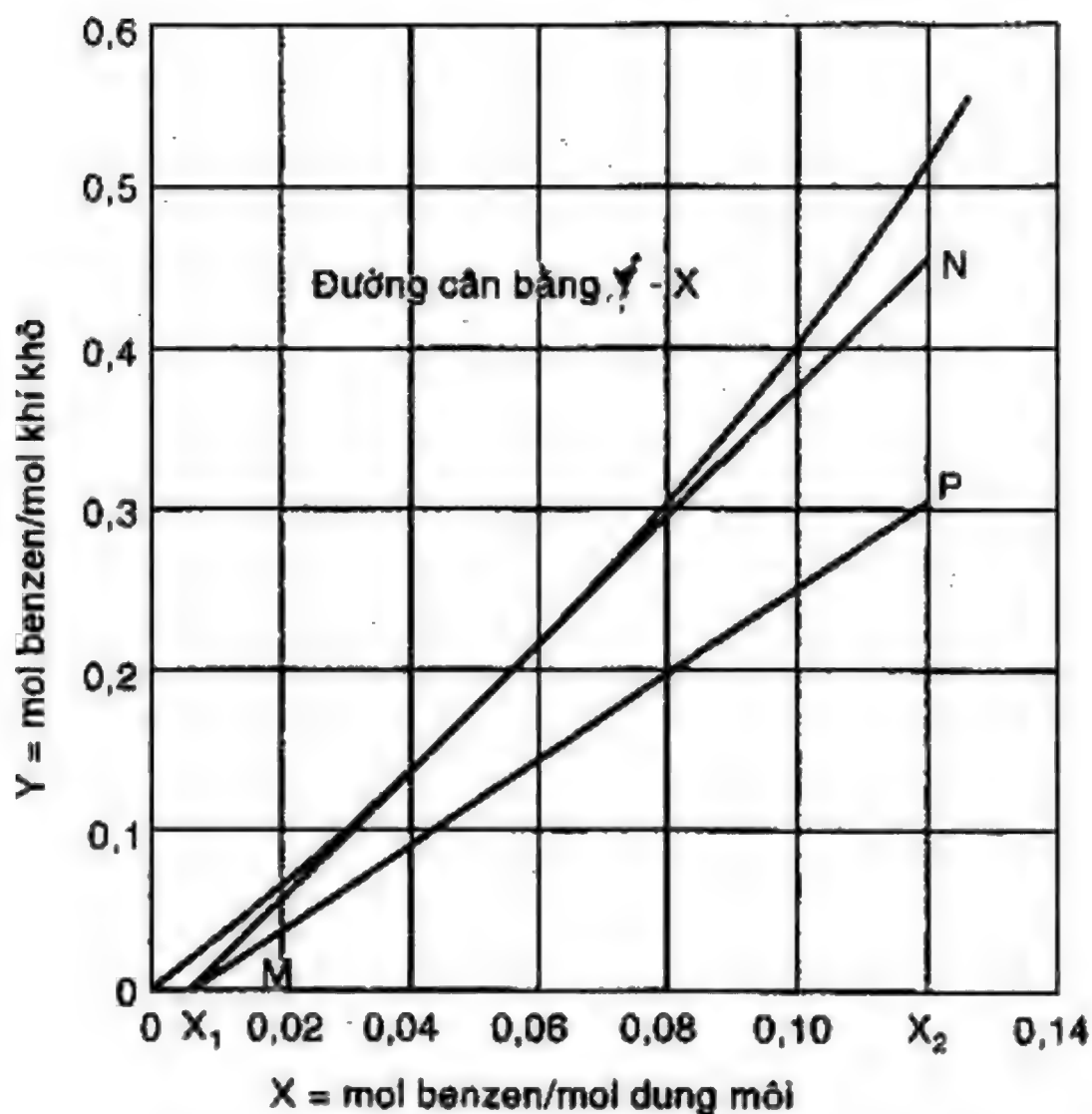
Sử dụng lượng hơi nước bằng 1,5 lần lượng tối thiểu

$$G_{tr} = 1,5 G_{tr_{\min}} = 1,5 \times 1.484 = 2.226 \text{ mol/h}$$

Đường làm việc cho quá trình nhả khí là MP có hệ số góc:

$$\frac{L_{tr}}{G_{tr}} = \frac{5.848}{2.226} = 2,63$$
 cắt đường $X_2 = 0,1192$ tại điểm có $Y_2 = 0,3$. Số

mâm lý thuyết xác định được là 7 mâm.

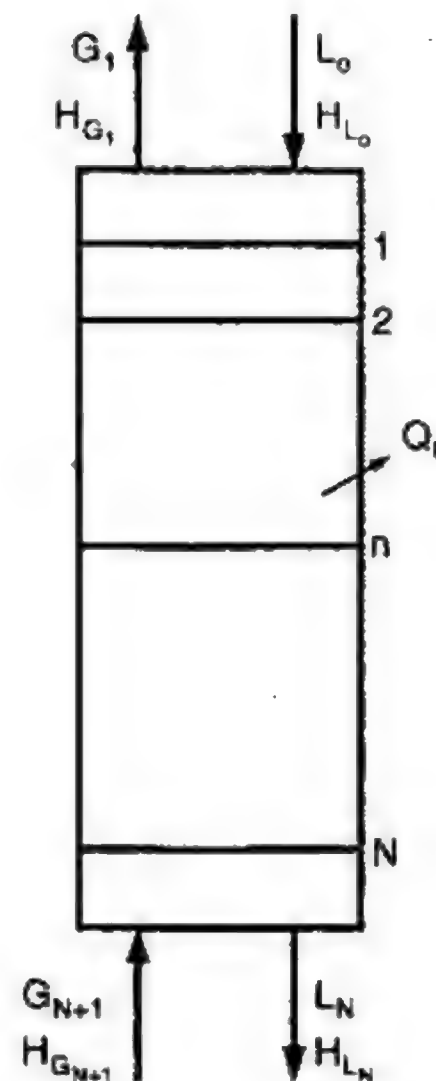


Hình 6.14: Số mâm lý thuyết cho quá trình nhả khí

Hình 6.15

Quá trình không đẳng nhiệt

Nhiều tháp hấp thu và nhả khí hoạt động với điều kiện nồng độ của dung chất trong hai pha là thấp, điều này phù hợp với giả sử là quá trình đẳng nhiệt. Nhưng trong thực tế quá trình hấp thu thường phát nhiệt, và khi một số lượng lớn dung chất khí bị hấp thu vào pha lỏng tạo nên một dung dịch đậm đặc, khi đó không thể bỏ qua hiệu ứng nhiệt. Nếu quá trình hấp thu làm tăng nhiệt độ pha lỏng đáng kể, độ hòa tan cân bằng của pha lỏng sẽ bị giảm và năng suất của tháp hấp thu bị giảm (hay phải sử dụng suất lượng pha lỏng lớn hơn). Nếu nhiệt phát ra quá nhiều, phải tiến hành làm nguội trong tháp hoặc đưa pha lỏng ra ngoài để làm nguội rồi đưa trở vào tháp. Trường hợp nhả khí, quá trình thu nhiệt làm giảm nhiệt độ pha lỏng.



Xét tháp mâm như hình 6.15. Nếu Q_t (kJ/h) là lượng nhiệt lấy ra ở toàn bộ tháp thì cân bằng enthalpy cho toàn bộ tháp là:

$$L_o H_{L_o} + G_{N+1} H_{G,N+1} = L_N H_{L_N} + G_1 H_{G_1} + Q_t \quad (6.10)$$

với H là enthalpy (kJ/mol) của mỗi dòng ở nồng độ và nhiệt độ xác định so với cùng một nhiệt độ chuẩn:

$$H_L = C_L (t_L - t_o) M_{tb} + \Delta H_S \quad (6.11)$$

Công thức (6.11) biểu diễn enthalpy của dung dịch lỏng có nồng độ x phân mol và nhiệt độ so với nhiệt độ chuẩn t_o . ΔH_S là nhiệt hòa tan của dung dịch ứng với nồng độ và nhiệt độ của dung dịch. Nếu phát nhiệt $\Delta H_S < 0$. Nếu dung chất là chất khí ở t_o , 1 atm thì enthalpy của pha khí chỉ có số hạng $C_G \Delta t$. Với dung dịch lý tưởng $\Delta H_S = 0$ và enthalpy của dung dịch là tổng enthalpy của các cấu tử riêng biệt. Nếu dung dịch lỏng lý tưởng được tạo nên từ dung chất khí thì nhiệt phát ra bằng nhiệt lượng riêng ngưng tụ của dung chất hấp thu.

Nếu quá trình là đoạn nhiệt Q_t trong (6.10) bằng không, nhiệt độ dòng lỏng ra sẽ cao hơn nhiệt độ vào do nhiệt dung dịch. Thiết kế tháp hấp thu trong trường hợp này phải được tính từng mâm từ đáy đến đỉnh. Cân bằng vật chất tổng cộng và dung chất từ đáy cho tới mâm thứ n là

$$L_n + G_{N+1} = L_N + G_{n+1} \quad (6.12)$$

$$L_n x_n + G_{N+1} + Y_{N+1} = L_N x_N + G_{n+1} y_{n+1} \quad (6.13)$$

từ đó tính được L_n và x_n . Cân bằng enthalpy

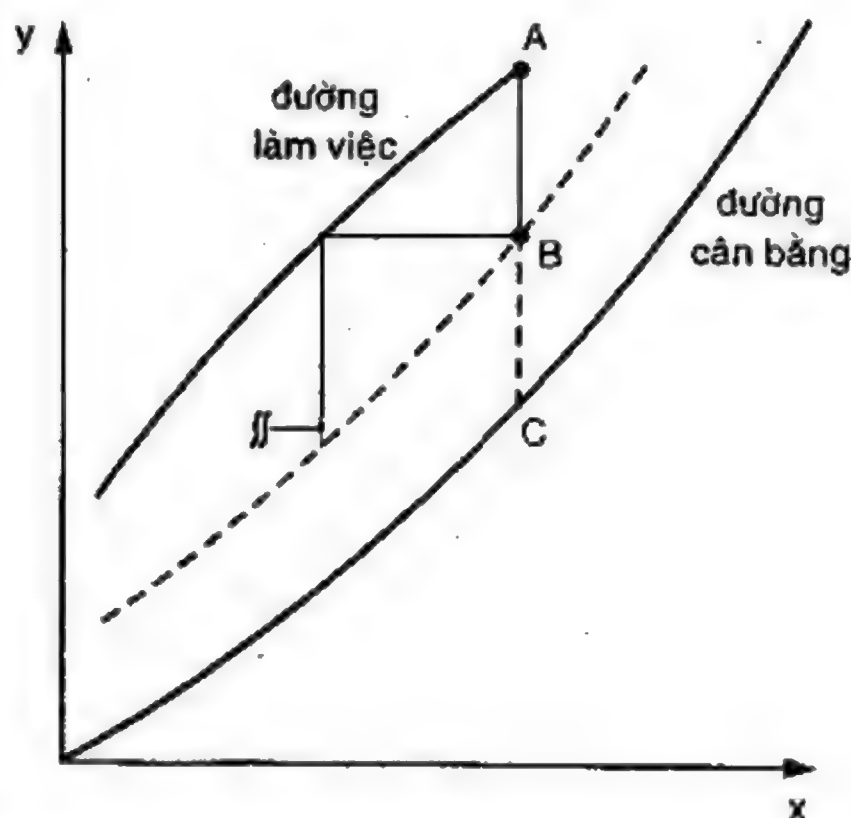
$$L_n H_{L,n} + G_{N+1} H_{G,N+1} = L_N H_{L_N} + G_{n+1} H_{G,n+1} \quad (6.14)$$

từ đó tính được nhiệt độ của dòng L_n . Dòng G_n có cùng nhiệt độ với dòng L_n và thành phần của hai dòng L_n và G_n là cân bằng vì các mâm là lý tưởng nên xác định được y_n

Áp dụng các phương trình (6.12) đến (6.14) cho mâm thứ $n - 1$. Lúc bắt đầu tính, vì chỉ biết nhiệt độ của các dòng vào L_o và G_{N+1} nên cần phải giả sử nhiệt độ t_1 của G_1 (nhiệt độ này bằng nhiệt độ mâm số 1) và dùng (6.10) để tính nhiệt độ của dòng lỏng ra ở đáy tháp. Nhiệt độ t_1 sẽ được kiểm tra khi phép tính từng mâm lên tới mâm đỉnh, và nếu sai số lớn toàn bộ phép tính sẽ được lặp lại.

Hiệu suất mâm và số mâm thực

Các phương pháp ước tính hiệu suất Murphree đã được trình bày trong chương 5. Với tháp hấp thu hoặc nhả khí, hiệu suất mâm là hàm số theo nhiệt độ và thành phần của dòng lưu chất mà chúng biến đổi từ đáy đến đỉnh tháp. Thường thì chỉ cần xác định hiệu suất tại ba hoặc bốn vị trí và xác định số mâm thực như trên hình 6.16. Hiệu suất mâm của mâm đáy như trên hình vẽ cho thấy là tỉ số của hai độ dài AB/AC . Đường nét đứt cho biết thành phần của các dòng ở mâm thực.



Hình 6.16: Sử dụng hiệu suất Murphree cho tháp hấp thu

Khi hiệu suất Murphree không đổi cho tất cả các mâm và trong điều kiện đường làm việc và đường cân bằng là đường thẳng (định luật Henry, quá trình đẳng nhiệt, dung dịch loãng) thì hiệu suất tổng quát có thể được tính theo biểu thức giải tích và từ đó xác định được số mâm thực:

$$E_o = \frac{\text{số mâm lý tưởng}}{\text{số mâm thực}} = \frac{\log[1 + E_{MG}(1/A - 1)]}{\log(1/A)} \quad (6.15)$$

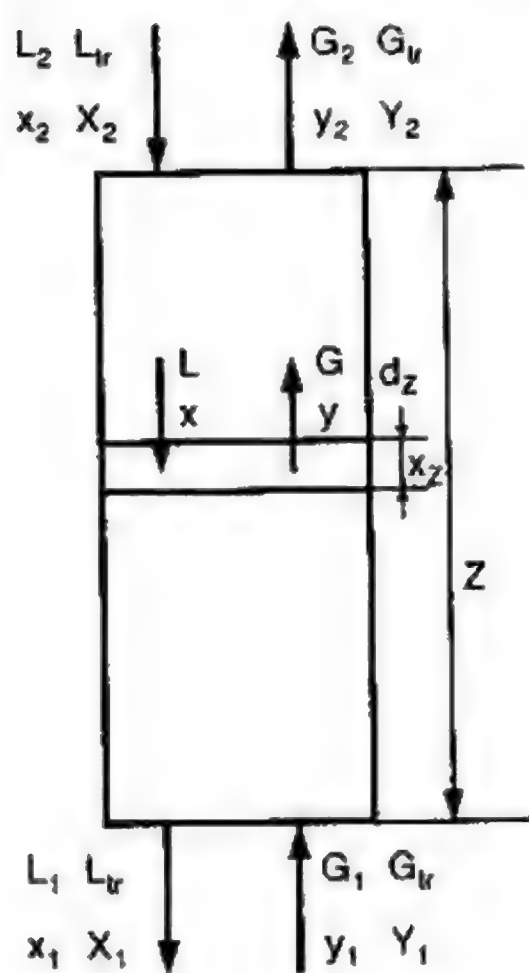
6.4.2 Tháp tiếp xúc pha liên tục

Tháp chêm, tháp phun... cho sự tiếp xúc pha liên tục giữa hai dòng lỏng, khí chuyển động nghịch chiều. Như vậy, trong tháp thành phần pha lỏng và pha khí thay đổi liên tục theo chiều cao tháp, mỗi điểm trên đường làm việc biểu diễn điều kiện làm việc tại một vị trí nào đó trong tháp.

Chiều cao tương đương một mâm lý thuyết

Phương pháp đơn giản để thiết kế tháp chêm là bỏ qua sự khác biệt giữa quá trình tiếp xúc pha theo bậc và quá trình tiếp xúc pha liên tục. Số mâm lý thuyết xác định cho một sự thay đổi nồng độ cho trước được tính theo hình 6.11, sau đó nhân với đại lượng gọi là chiều cao tương đương với một mâm lý thuyết H_{td} để được chiều cao cần thiết của tháp chêm. H_{td} được xác định bằng thực nghiệm cho từng trường hợp riêng biệt và thay đổi theo điều kiện tiếp xúc giữa hai pha (kích thước, tính chất của vật chêm, suất lượng và nồng độ mỗi dòng). Tuy nhiên, vì phương pháp này không giải thích được sự khác biệt cơ bản trong hoạt động giữa tháp mâm và tháp chêm nên thường không được sử dụng.

Phương trình thiết kế cho quá trình hấp thu một cấu tử



Hình 6.17: Tháp chêm

Xét một tháp chêm có tiết diện bằng một đơn vị diện tích như hình 6.17. Với quá trình truyền khối ổn định, cân bằng vật chất qua một khoảng chiều cao vi cấp của tháp chêm là:

$$dG = dL \quad (6.16)$$

cân bằng vật chất cho cấu tử khuếch tán

$$d(Gy) = d(Lx) \quad (6.17)$$

với quá trình khuếch tán của một cấu tử qua cấu tử không khuếch tán (hấp thu, trích ly, hấp phụ và trao đổi ion), cả hai pha sẽ có suất lượng thay đổi do sự truyền dung chất từ pha này sang pha kia, suất lượng cấu tử trơ không đổi và bằng:

$$G_{tr} = G(1 - y)$$

$$\text{và ta có: } d(Gy) = d\left(G_{tr} \frac{y}{1-y}\right) = G_{tr} d\left(\frac{y}{1-y}\right) = G_{tr} \frac{dy}{(1-y)^2} = G \frac{dy}{1-y} \quad (6.18)$$

Tốc độ biến đổi suất lượng của dung chất trong một pha bằng tốc độ truyền khối đến pha kia, do đó ta có:

$$d(Gy) = k_y(y_i - y)dS = K_y(y^* - y)dS \quad (6.19)$$

với S là diện tích bề mặt tiếp xúc pha qua đó xảy ra quá trình truyền khối, diện tích này khó xác định và thường được biểu diễn bằng biểu thức:

$$dS = \sigma dz \quad (6.20)$$

với: σ - diện tích bề mặt riêng của vật chìm, m^2/m^3

z - chiều cao tháp có tiết diện bằng một đơn vị diện tích, m .

Phương trình (6.19) trở thành :

$$d(Gy) = G \frac{dy}{1-y} = k_y (y_i - y) \sigma dz = K_y (y^* - y) \sigma dz \quad (6.21)$$

Phương trình (6.21) được lấy tích phân để xác định chiều cao tháp chìm:

$$z = \int_0^z dz = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G}{k_y \sigma} \frac{dy}{(1-y)(y_i - y)} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G}{K_y \sigma} \frac{dy}{(1-y)(y^* - y)} \quad (6.22)$$

Nhân tử và mẫu số của tích phân của (6.22) với $(1-y)_{lm}$ với $(1-y)_{lm}$ là trung bình logarit của $(1-y_i)$ và $(1-y)$

$$(1-y)_{lm} = \frac{(1-y_i) - (1-y)}{\ln(1-y_i)/(1-y)}$$

$$z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G}{k_y \sigma (1-y)_{lm}} \frac{(1-y)_{lm} \cdot dy}{(1-y)(y_i - y)} \quad (6.23)$$

Định nghĩa chiều cao đơn vị truyền khối:

$$H_{tG} = \frac{G}{k_y \sigma (1-y)_{lm}} \quad (6.24)$$

giá trị này thường được xem là không đổi trong độ chính xác cho phép và được lấy bằng giá trị trung bình tại điều kiện làm việc ở đỉnh và đáy tháp. Do đó:

$$z = H_{tG} \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{lm}}{(1-y)(y_i - y)} dy \quad (6.25)$$

Tích phân $\int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{lm}}{(1-y)(y_i - y)} dy = N_{tG}$ là độ đo mức độ khó khăn

của quá trình hấp thu, và được gọi là số đơn vị truyền khối pha khí. Công thức (6.25) có thể được đơn giản hóa bằng cách thay trung bình số học cho trung bình logarit $(1-y)_{lm}$ mà không gặp phải sai số lớn.

$$(1-y)_{lm} = \frac{(1-y_i) + (1-y)}{2} \quad (6.26)$$

$$N_{tG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y_1} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} \quad (6.27)$$

Phương trình trên đơn giản hơn để lấy tích phân bằng đồ thị. Với hỗn hợp có nồng độ dung chất rất nhỏ, số hạng thứ hai của vế phải (6.27) sẽ không đáng kể.

Tương tự, ta chứng minh được cho nồng độ dung chất trong pha lỏng:

$$z = H_{tL} \cdot N_{tL}$$

trong đó H_{tL} là chiều cao đơn vị truyền khối pha lỏng:

$$H_{tL} = \frac{L}{k_x \sigma (1-x)_{lm}} \quad (6.28)$$

với N_{tL} là số đơn vị truyền khối pha lỏng

$$N_{tL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{lm}}{(1-x)(x_i-x)} dx = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{(x_i-x)} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_2}{1-x_1} \quad (6.29)$$

với $(1-x)_{lm}$ là trung bình logarit của $(1-x)$ và $(1-x_1)$

Trong trường hợp đường cân bằng là đường thẳng và tỉ số các hệ số truyền khối pha khí, pha lỏng là không đổi thì các biểu thức tính chiều cao tháp chêm có thể được tính theo hệ số truyền khối tổng quát như sau:

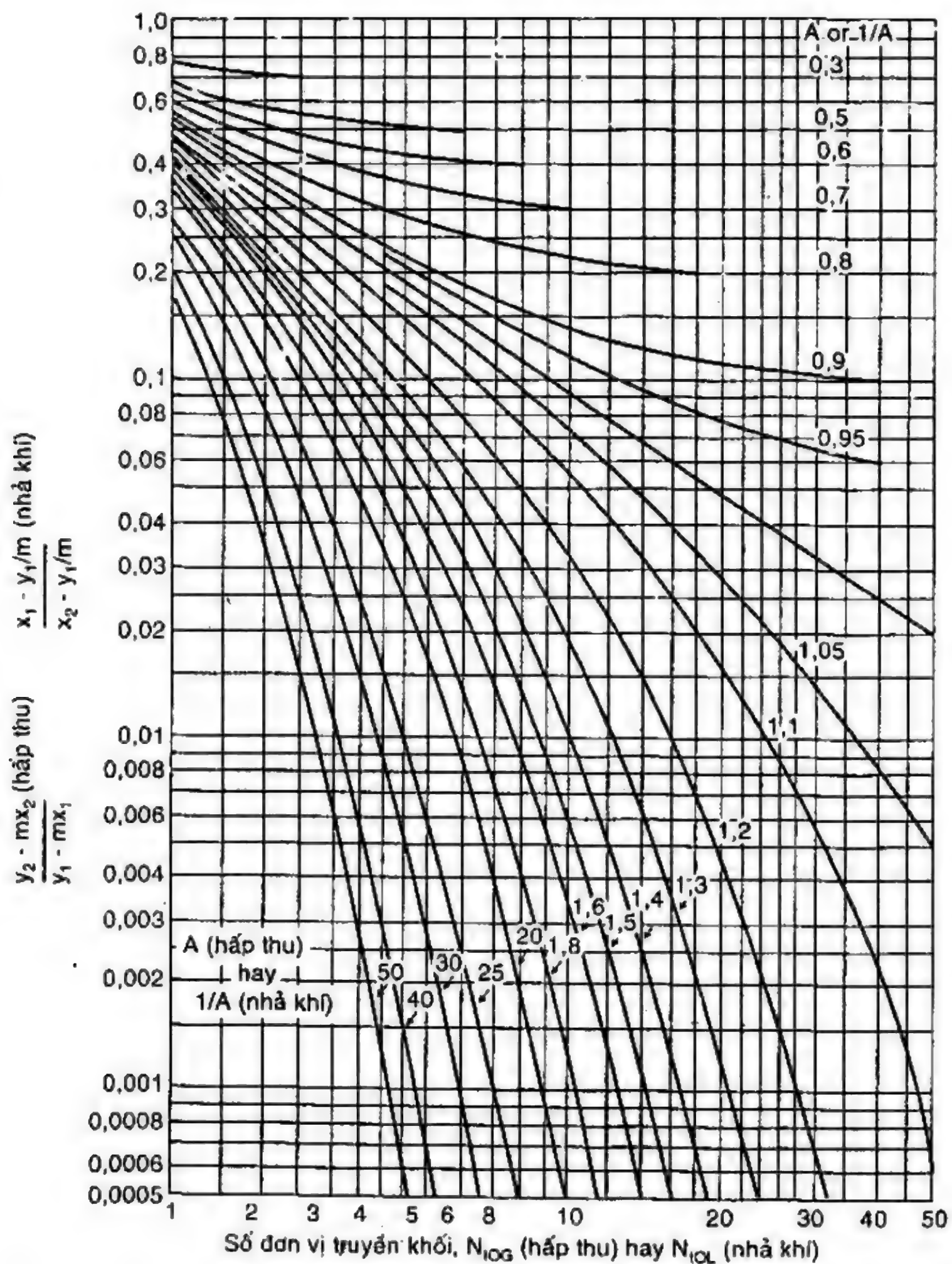
$$\text{Theo pha khí:} \quad z = N_{tOG} \cdot H_{tOG}$$

$$N_{tOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{lm}^* dy}{(1-y)(y-y^*)} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} \quad (6.30)$$

$$\text{hay} \quad N_{tOG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+Y_2}{1+Y_1} \quad (6.31)$$

$$\text{và} \quad H_{tOG} = \frac{G}{K_y \sigma (1-y)_{lm}^*} \quad (6.32)$$

với N_{tOG} là số đơn vị truyền khối tổng quát pha khí, và là chiều cao đơn vị truyền khối tổng quát. Công thức (6.31) rất tiện lợi vì đường làm việc trên tọa độ X, Y là đường thẳng.



Hình 6.18: Số đơn vị truyền cho tháp hấp thu hay tháp nhả với thừa số hấp thu hay nhả là hằng số

Tương tự, theo pha lỏng, $Z = N_{tOL} \cdot H_{tOL}$

$$N_{tOL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{lm}^* dx}{(1-x)(x^*-x)} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^*-x} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_2}{1-x_1} \quad (6.33)$$

$$= \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^*-X} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+X_2}{1+X_1} \quad (6.34)$$

$$H_{tOL} = \frac{L}{K_x \sigma (1-x)_{lm}^*} \quad (6.35)$$

Những phương trình tính Z ở trên đều cho cùng kết quả. Tuy nhiên khi pha nào có trở lực truyền khối lớn thì dùng phương trình tính Z theo pha đó tiện lợi hơn.

Với quá trình nhả khí, động lực $y - y_i$ hay $x_i - x$ sẽ âm nhưng với quá trình nhả $x_2 > x_1$ và $y_2 > y_1$ nên kết quả vẫn cho Z có giá trị dương.

1. Hỗn hợp có nồng độ loãng

Khi hỗn hợp khí có nồng độ rất nhỏ, số hạng thứ hai của biểu thức định nghĩa N_{tOG} (6.30) trở nên không đáng kể và có thể bỏ qua:

$$N_{tOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \quad (6.36)$$

Nếu đường cân bằng được xem là đường thẳng trong khoảng nồng độ x_1, x_2 thì phương trình đường cân bằng là:

$$y^* = mx + r \quad (6.37)$$

Nếu dung dịch loãng, lượng dung chất truyền giữa hai pha là nhỏ thì đường làm việc trên tọa độ xy cũng có thể xem là đường thẳng có phương trình:

$$y = \frac{L}{G}(x - x_2) + y_2 \quad (6.38)$$

Trừ hai phương trình (6.37) và (6.38) ta được

$$y - y^* = qx + s \quad (6.39)$$

với q, r, s là các hằng số. Do đó (6.36) trở thành:

$$\begin{aligned} N_{tOG} &= \frac{L}{G} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{qx + s} = \frac{L}{Gq} \ln \frac{(y - y^*)_1}{(y - y^*)_2} \\ &= \frac{y_1 - y_2}{[(y - y^*)_1 - (y - y^*)_2] / \ln[(y - y^*)_1 / (y - y^*)_2]} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_{\ln}} \end{aligned} \quad (6.40)$$

với $(y - y^*)_{\ln}$ là trung bình logarit của động lực tính theo pha khí tại hai đầu tháp.

Các biểu thức trên có thể được dùng với nồng độ biểu diễn bằng X, Y .

Nếu áp dụng định luật Henry, r của (6.37) bằng 0, khử x giữa các phương trình (6.37) và (6.38) và thay y^* trong (6.36), ta được kết quả cho tháp hấp thụ:

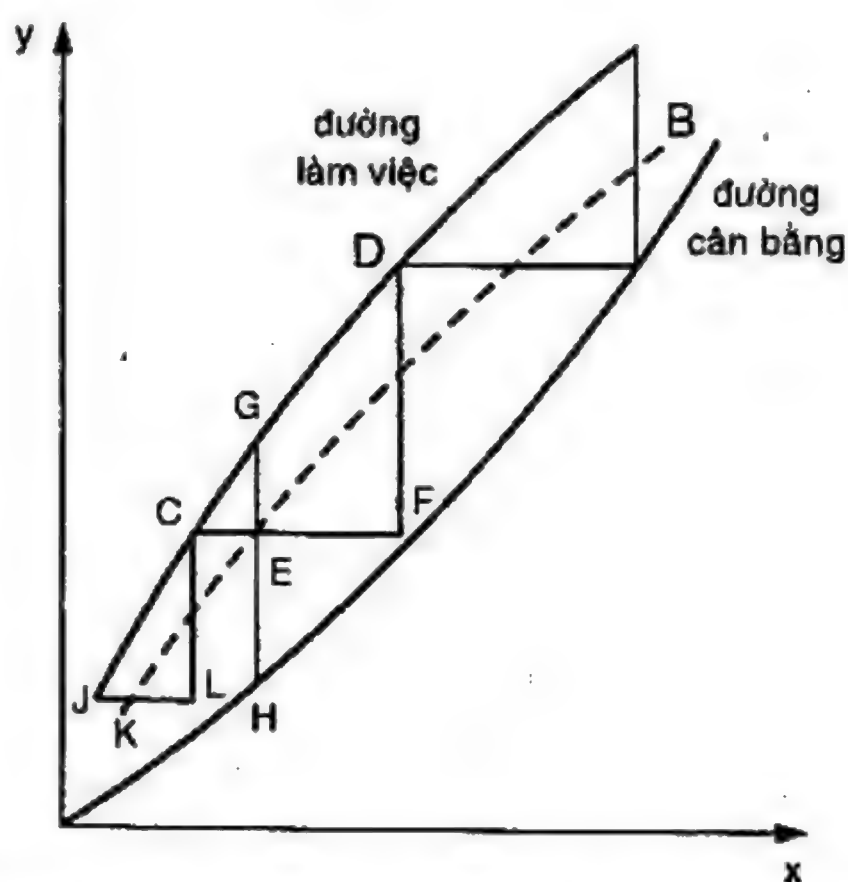
$$N_{tOG} = \frac{\ln\left[\left(\frac{y_1 - mx_1}{y_2 - mx_2}\right)\left(1 - \frac{1}{A}\right) + \frac{1}{A}\right]}{1 - 1/A} \quad (6.41)$$

với $A = L/mG$.

Với tháp nhả khí ta có biểu thức N_{tOL} tương đương

$$N_{tOL} = \frac{\ln\left[\left(\frac{x_2 - y_{2/m}}{x_1 - y_{1/m}}\right)(1 - A) + A\right]}{1 - A} \quad (6.42)$$

2- Xác định bằng đồ thị



Hình 6.19: Xác định số đơn vị truyền khối tổng quát bằng đồ thị

Phương trình (6.40) cho thấy rằng một đơn vị truyền khối tổng quát được tạo nên khi sự biến đổi nồng độ pha khí bằng với động lực tổng quát trung bình gây nên sự biến đổi đó. Xét hình 6.19, đường KB được vẽ qua trung điểm các đoạn thẳng đứng giữa đường cân bằng và

đường làm việc. Bậc JLC và CFD là những đơn vị truyền được xác định bằng cách vẽ $JK = KL$ và $CE = EF$, sau đó từ L và F vẽ thẳng đứng lên. $(y_G - y_H)$ có thể được xem như là động lực trung bình cho sự biến đổi nồng độ pha khí $y_D - y_F$. Vì $GE = EH$ nên nếu đường làm việc được xem như đường thẳng thì $DF = 2GL = GH$, bậc CFD là một đơn vị truyền khối. Để xác định N_{tOL} , đường KB vẽ qua các giao điểm của các đoạn thẳng nằm ngang nối đường làm việc và đường cân bằng

3- Chiều cao tổng quát của đơn vị truyền khối

Khi hệ số góc đường cân bằng không đổi, chiều cao tổng quát của đơn vị truyền khối được tổng hợp từ các đơn vị truyền khối của mỗi pha theo biểu thức sau:

$$H_{tOG} = H_{tG} \frac{(1-y)_{ilm}}{(1-y)_{lm}^*} + \frac{mG}{L} H_{tL} \frac{(1-x)_{ilm}}{(1-y)_{lm}^*} \quad (6.43)$$

Nếu trở lực truyền khối chủ yếu nằm trong pha khí $y_i = y^*$ và:

$$H_{tOG} = H_{tG} + \frac{mG}{L} H_{tL} \frac{(1-x)_{ilm}}{(1-y)_{lm}^*} \quad (6.44)$$

và với hỗn hợp có nồng độ nhỏ $\frac{(1-x)_{ilm}}{(1-y)_{lm}^*} \approx 1$ nên:

$$H_{tOG} = H_{tG} + \frac{mG}{L} H_{tL} \quad (6.45)$$

Tương tự, chiều cao tổng quát của đơn vị truyền khối tính theo pha lỏng được xác định:

$$H_{tOL} = H_{tL} \frac{(1-x)_{ilm}}{(1-x)_{lm}^*} + \frac{L}{mG} H_{tG} \frac{(1-y)_{ilm}}{(1-x)_{lm}^*} \quad (6.46)$$

Nếu trở lực truyền khối chủ yếu nằm trong pha lỏng, $x_i = x^*$:

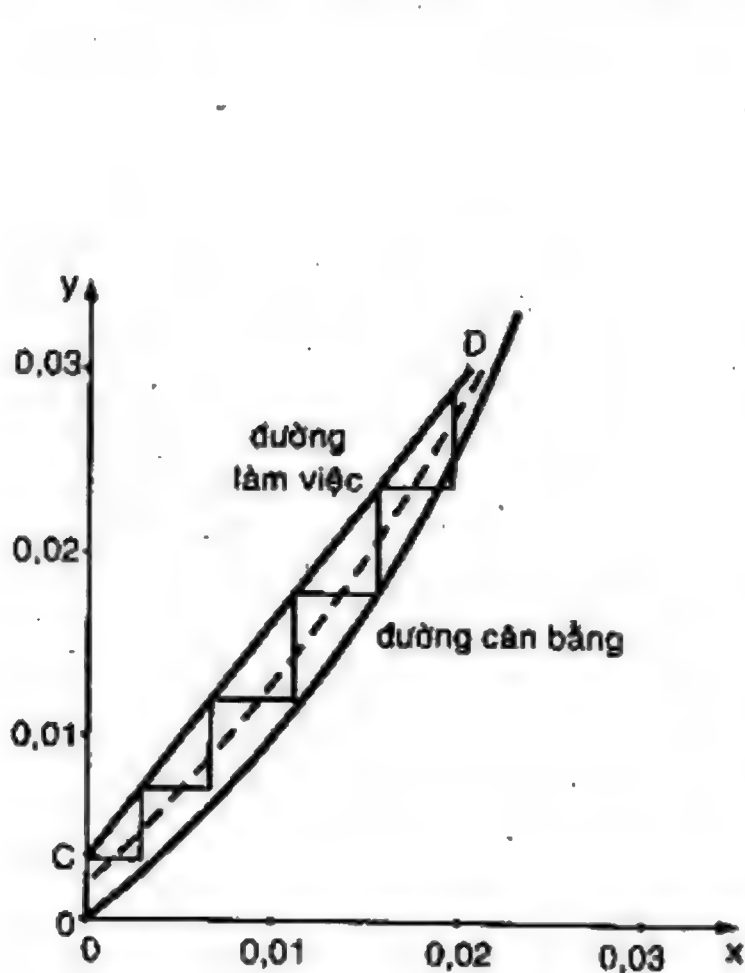
$$H_{tOL} = H_{tL} + \frac{L}{mG} H_{tG} \frac{(1-y)_{ilm}}{(1-x)_{lm}^*} \quad (6.47)$$

với hỗn hợp có nồng độ nhỏ:

$$\frac{(1-y)_{ilm}}{(1-x)_{lm}^*} \approx 1; H_{tOL} = H_{tL} + \frac{L}{mG} H_{tG} \quad (6.48)$$

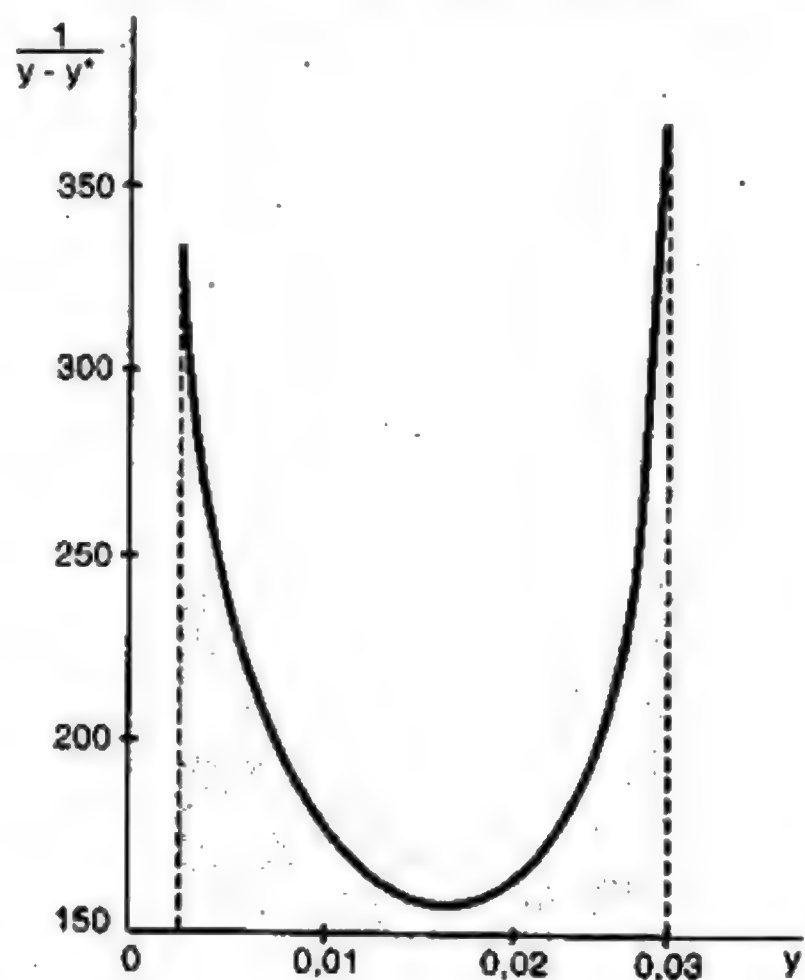
Quá trình không đẳng nhiệt

Tất cả các phương trình tính ở trên cho tháp chêm đúng cho trường hợp đẳng nhiệt và không đẳng nhiệt. Với trường hợp không đẳng nhiệt như trong tháp mâm, khó khăn duy nhất là đường cân bằng thay đổi theo nhiệt độ. Với tháp chêm, để giải được ta lấy tích phân đồng thời các phương trình vi phân truyền nhiệt, truyền khối, cân bằng vật chất và cân bằng enthalpy. Với dung dịch tương đối loãng, ta có thể giả sử tất cả lượng nhiệt phát ra do quá trình hấp thu được pha lỏng thu vào, như vậy bỏ qua sự tăng nhiệt độ của pha khí. Điều này làm nhiệt độ pha lỏng cao hơn thực tế và, do đó, tháp cao hơn cần thiết.



Hình 6.20

Giản đồ xác định



Hình 6.21

Tích phân bằng đồ thị để xác định

Ví dụ 6.3: Tháp chêm được dùng để hấp thu một dung chất trong dòng khí bằng dung môi là nước ở áp suất thường. Nồng độ dung chất ban đầu trong dòng khí là $0,03 \text{ mol/mol}$ khí trơ. Mức độ hấp thu đạt 90%. Nước rời tháp hấp thu có nồng độ $0,02 \text{ mol/mol}$ nước. Tháp được làm nguội để duy trì nhiệt độ không đổi. Xác định chiều cao tháp chêm. Cho biết $H_{tG} = 0,205 \text{ m}$, $H_{tL} = 0,90 \text{ m}$. Dữ kiện cân bằng của nồng độ dung chất trong pha khí và lỏng như sau:

X = mol dung chất/mol nước	0	0,005	0,010	0,0125	0,015	0,020	0,023
Y* = mol dung chất/mol khí trơ	0	0,0045	0,0102	0,0138	0,0183	0,0273	0,0327

Giải: Trong quá trình hấp thu này, trở lực truyền khối chủ yếu nằm trong pha khí nên có thể tính chiều cao tháp chêm theo biểu thức $Z = N_{tOG} \cdot H_{tOG}$

1- **Xác định N_{tOG} :** Có thể xác định theo hai cách

a) **Bằng đồ thị:** Vẽ đường cân bằng và đường làm việc trên hệ trục X,Y. Đường làm việc trên hệ trục X, Y là đường thẳng qua hai điểm C [$X_2 = 0$; $Y_2 = 0,03 (1 - 0,9) = 0,003$] và điểm D ($X_1 = 0,02$; $Y_1 = 0,03$). Vẽ đường trung bình giữa đường làm việc và đường cân bằng. Xác định được số đơn vị truyền khối tổng quát trên đồ thị là 5,5

b) **Xác định bằng tích phân:** Theo (6.31) với nồng độ dung chất trong pha khí loãng.

$$N_{tOG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

Bảng 6.2: Kết quả để lấy tích phân bằng đồ thị

X	Y	Y*	Y-Y*	$\frac{1}{Y-Y^*}$
0	0,0030	0	0,0030	333
0,005	0,0100	0,0045	0,0055	182
0,010	0,0165	0,0102	0,0063	159
0,0125	0,0200	0,0138	0,0062	161
0,015	0,0234	0,0183	0,0051	196
0,020	0,0300	0,0273	0,0027	370

Vẽ đường biểu diễn $1/(Y - Y^*)$ theo Y. Diện tích giới hạn giữa đường cong và trục hoành, 2 đường $Y_1 = 0,03$ và $Y_2 = 0,003$ là 5,83.

2- **Xác định H_{tOG} :** Trở lực truyền khối chủ yếu nằm trong pha khí và với hỗn hợp có nồng độ loãng, theo (6.45)

$$H_{tOG} = H_{tG} + \frac{mG}{L} H_{tL}$$

với m là hệ số góc đường cân bằng, trong trường hợp này xem như đường thẳng và bằng $(0,0273 - 0)/(0,020 - 0) = 1,365$

Lượng dung chất trao đổi giữa hai pha nhỏ nên theo hình 6.20 ta có:

$$\frac{L_{tr}}{G_{tr}} = \frac{L}{G} = \frac{0,03 - 0,003}{0,02 - 0} = 1,35$$

Vậy: $H_{tOG} = 0,205 + \frac{1,365}{1,35} \times 0,90 = 1,115 \text{ m}$

Chiều cao tháp chêm là:

$$z = N_{tOG} \cdot H_{tOG} = 5,83 \times 1,115 = 6,50 \text{ m}$$

BÀI TẬP

6.1. Tháp hấp thu của ví dụ 6.2 là tháp chêm, có đường kính 0,45 m, chứa loại vật chêm hình yên ngựa. Các thông số là:

Pha khí: Nồng độ benzen:

vào: $y_1 = 0,02$ phần mol, $Y_1 = 0,0204$ mol/mol khí trơ.

ra: $y_2 = 0,00102$ phần mol, $Y_2 = 0,00102$ mol/mol khí trơ.

Khí trơ có phân tử lượng trung bình: 11,0

Suất lượng pha khí tổng cộng: 37 kmol/h.

Suất lượng khí trơ: 35,9 kmol/h

Nhiệt độ 27°C, áp suất 1 atm; Độ nhớt: 0,01 cP, $D_{Ak} = 0,046 \text{ m}^2/\text{h}$

Pha lỏng: Nồng độ benzen:

vào: $x_2 = 0,005$ phần mol, $X_2 = 0,00502$ mol/mol dung môi

ra: $x_1 = 0,1065$ phần mol, $X_1 = 0,1192$ mol/mol dung môi.

Dung môi có phân tử lượng 260, độ nhớt 2 cP, tỉ trọng 0,84, suất lượng 6,09 kmol/h. Nhiệt độ 27°C; $D_{Al} = 0,17 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{h}$

Sức căng bề mặt: 30 dyn/cm; $m = y^*/x = 0,1250$

Tính chiều cao tháp chêm trong trường hợp tổng quát và trong trường hợp đơn giản.

6.2. Xác định số đơn vị truyền khối tổng quát N_{tOG} khi hơi benzen được hấp thu từ dòng khí bằng một loại dung môi. Nồng độ đầu của benzen trong dòng khí là 4% theo thể tích. Quá trình hấp thu được 80% benzen trong dòng khí ban đầu. Dung môi vào tháp không chứa benzen và nồng độ benzen trong dòng lỏng ra khỏi tháp là 0,02 mol

benzen/mol dung môi. Phương trình đường cân bằng cho hệ theo tỉ số mol là $Y = 1,26X$.

6.3. Khí SO_2 được hấp thu bằng nước từ dòng khí trơ (nitrogen) trong tháp hấp thu ở áp suất thường (760 mmHg). Nồng độ đầu của SO_2 trong dòng khí là 5% theo thể tích. Nhiệt độ của nước là 20°C , lượng nước sử dụng lớn hơn 20% lượng tối thiểu và hấp thu được 90% SO_2 trong dòng khí. Xác định (1) lượng nước cần để hấp thu 100 kg SO_2/h , (2) Số đơn vị truyền khối tổng quát N_{OG} .

6.4. Áp suất riêng phần cân bằng của CO_2 trên dung dịch monoetanolamin (30% khối lượng) cho ở bảng 6.3.

Bảng 6.3: Số liệu cân bằng CO_2 hòa tan trong dung dịch monoetanolamin

Mol CO_2 / mol dung dịch	Áp suất riêng phần của CO_2 , mmHg		
	25°C	50°C	75°C
0,050			65
0,052		7,5	93,5
0,054		13,6	142,6
0,056		25,0	245
0,058	5,6	47,1	600
0,060	12,8	96,0	
0,062	29,0	259	
0,064	56,0		
0,066	98,7		
0,068	155		
0,070	232		

Một dòng khí có thành phần 15% CO_2 , 6% O_2 , 79% N_2 được thổi vào tháp hấp thu ở 1,2 atm; 25°C để hấp thu CO_2 vào dung dịch 30% etanolamin. Dung dịch 30% etanolamin được thu hồi từ tháp nhà khí có nồng độ 0,058 mol CO_2 /mol dung dịch.

Dòng khí rời tháp hấp thu còn chứa 2% CO_2 . Quá trình giả sử đẳng nhiệt.

a) Xác định tỉ số $L_{\text{tr}}/G_{\text{tr}}$ tối thiểu.

b) Xác định khối lượng dung dịch đi vào tháp cho mỗi m^3 pha khí nếu tỉ số $L_{\text{tr}}/G_{\text{tr}}$ bằng 1,2 lần lượng tối thiểu.

c) Xác định số mâm lý thuyết cho điều kiện câu b.

d) Độ nhớt của dung dịch là 6 cP, tỉ trọng là 1,012. Ước tính giá trị trung bình của m và hiệu suất mâm tổng quát. Quá trình cần bao nhiêu mâm thực?

6.5. Carbon disulfur, CS_2 , là dung môi của một nhà máy sản xuất hóa chất được cho bốc hơi từ sản phẩm trong một thiết bị sấy vào dòng khí chủ yếu là N_2 để tránh cháy nổ. Hỗn hợp hơi $CS_2 - N_2$ được cho tiếp xúc với pha lỏng là một loại dầu hydrocarbon để hòa tan CS_2 . Hỗn hợp $CS_2 - N_2$ có áp suất riêng phần của CS_2 là 50 mmHg ở nhiệt độ $24^\circ C$ được thổi vào tháp hấp thu ở áp suất thường với lưu lượng là $1350 m^3/h$. Nồng độ của CS_2 trong pha khí giảm còn 0,5%. Dung môi dầu để hấp thu có khối lượng phân tử trung bình là 180, độ nhớt 2 cP, tỉ trọng 0,81 ở $24^\circ C$. Dung môi dầu đi vào tháp hấp thu đã nhả hết CS_2 , và dung dịch dầu - CS_2 là lý tưởng. Áp suất hơi của CS_2 ở $24^\circ C$ là 346 mmHg. Giả sử quá trình đẳng nhiệt.

a) Xác định tỉ số lỏng/khí tối thiểu

b) Với tỉ số lỏng/khí bằng 1,5 lần giá trị tối thiểu, xác định suất lượng dung môi sử dụng

c) Xác định số mâm lý thuyết, bằng đồ thị và giải tích.

d) Với tháp mâm chóp, ước tính hiệu suất mâm tổng quát và số mâm thực.

6.6. Sử dụng tháp chêm với vật chêm là vòng Raschig bằng sứ có kích thước 50 mm để thực hiện quá trình hấp thu của bài 6.5. Giả sử tháp hoạt động đẳng nhiệt, sử dụng tỉ số lỏng/khí bằng 1,5 lần giá trị tối thiểu và độ giảm áp của pha khí không quá $32,9 mm H_2O/m$ chiều cao tầng chêm. Sức căng bề mặt của pha lỏng là 30 dyn/cm

a) Xác định đường kính tháp.

b) Dùng các giá trị trung bình giữa hai đầu tháp của suất lượng, tính chất vật lý của các dòng để tính các hệ số truyền khối trong pha khí và pha lỏng, và chiều cao của các đơn vị truyền khối H_{IG} , H_{IL} và H_{IOG} .

c) Tính N_{IG} và chiều cao tháp chêm

d) Tính N_{IOG} và chiều cao tháp chêm tương ứng.

CHUNG CẤT

7.1 ĐỊNH NGHĨA

Chung cất là quá trình dùng để tách các cấu tử của một hỗn hợp lỏng cũng như hỗn hợp khí - lỏng thành các cấu tử riêng biệt dựa vào độ bay hơi khác nhau của các cấu tử trong hỗn hợp (nghĩa là khi ở cùng một nhiệt độ, áp suất hơi bão hòa của các cấu tử khác nhau). Thay vì đưa vào trong hỗn hợp một pha mới để tạo nên sự tiếp xúc giữa hai pha như trong quá trình hấp thu hoặc nhả khí, trong quá trình chung cất pha mới được tạo nên bằng sự bốc hơi hoặc ngưng tụ. Trong trường hợp đơn giản nhất, chung cất, và cô đặc không khác gì nhau, tuy nhiên giữa hai quá trình này có một ranh giới cơ bản là trong quá trình chung cất dung môi và chất tan đều bay hơi (nghĩa là các cấu tử đều hiện diện trong cả hai pha nhưng với tỷ lệ khác nhau), còn trong quá trình cô đặc thì chỉ có dung môi bay hơi còn chất tan không bay hơi.

Khi chung cất, ta thu được nhiều sản phẩm và thường thì bao nhiêu cấu tử sẽ thu được bấy nhiêu sản phẩm. Trong chương này ta chỉ xét đến trường hợp hỗn hợp gồm hai cấu tử, khi đó quá trình chung cất sẽ cho:

Sản phẩm đỉnh chủ yếu gồm cấu tử có độ bay hơi lớn và một phần rất ít cấu tử có độ bay hơi bé.

Sản phẩm đáy chủ yếu gồm cấu tử có độ bay hơi bé và một phần rất ít cấu tử có độ bay hơi lớn.

Trong thực tế thường sử dụng các phương pháp chung cất sau đây:

1- Chung cất đơn giản

Dùng để tách các hỗn hợp gồm các cấu tử có độ bay hơi rất khác nhau. Phương pháp này thường dùng để tách sơ bộ hoặc làm sạch các

cấu tử khỏi tạp chất.

2- Chưng bằng hơi nước trực tiếp

Dùng để tách các hỗn hợp gồm các chất khó bay hơi và tạp chất không bay hơi, thường được ứng dụng trong trường hợp chất được tách không tan vào nước.

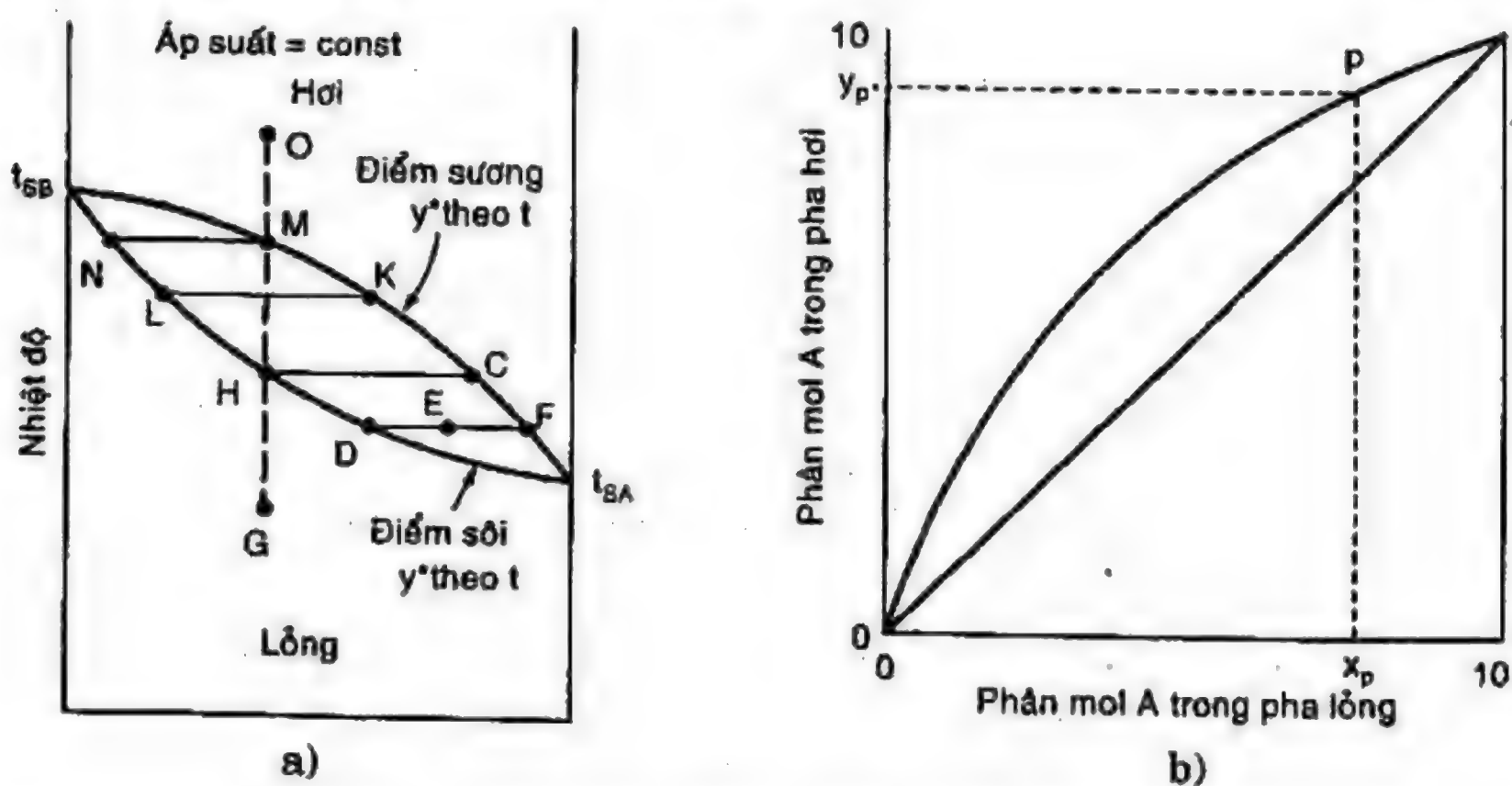
3- Chưng cất

Chưng cất là phương pháp phổ biến nhất dùng để tách hoàn toàn hỗn hợp các cấu tử dễ bay hơi có tính chất hòa tan một phần hoặc hòa tan hoàn toàn vào nhau.

Ngoài ra trong trường hợp các cấu tử của hỗn hợp dễ bị phân hủy ở nhiệt độ cao hoặc hỗn hợp có nhiệt độ sôi quá cao chưng cất được thực hiện ở áp suất thấp. Nếu các cấu tử của hỗn hợp không hóa lỏng ở áp suất thường, chưng cất được thực hiện ở áp suất cao.

7.2 CÂN BẰNG LỎNG - HƠI CỦA HỖN HỢP HAI CẤU TỬ

7.2.1 Cân bằng ở áp suất không đổi



Hình 7.1: Cân bằng lỏng - hơi ở áp suất không đổi

Xét một hỗn hợp gồm hai cấu tử A và B, trong đó A là cấu tử dễ bay hơi hơn, nghĩa là ở một nhiệt độ bất kỳ áp suất hơi bão hòa của A lớn hơn áp suất hơi bão hòa của B. Giảm đồ biểu diễn cân bằng lỏng - hơi cho hệ hai cấu tử ở áp suất không đổi được biểu diễn trên hình 7.1a, gồm hai đường cong kéo dài từ nhiệt độ sôi của B tính

khiết (t_B) đến nhiệt độ sôi của A tinh khiết (t_A). Đường cong trên biểu diễn quan hệ nhiệt độ ngưng tụ (điểm sương) - thành phần pha hơi ($t - y^*$), đường cong dưới biểu diễn quan hệ nhiệt độ sôi - thành phần pha lỏng ($t - x$). Hỗn hợp lỏng và hơi ở trạng thái cân bằng sẽ có cùng nhiệt độ và áp suất và đối tuyến nằm ngang (chẳng hạn DF) nối hai hỗn hợp lỏng - hơi cân bằng tại D và F . Hỗn hợp D nằm trên đường cong dưới là pha lỏng bão hòa, hỗn hợp F nằm trên đường cong trên là pha hơi bão hòa. Trên giản đồ có vô số đối tuyến như DF . Một hỗn hợp có thành phần và nhiệt độ được biểu diễn bởi điểm E là hỗn hợp gồm hai pha lỏng - hơi cân bằng trong đó pha lỏng có thành phần tại D và pha hơi có thành phần tại F , số mol mỗi pha được biểu diễn bởi hệ thức:

$$\frac{\text{Số mol pha } D}{\text{Số mol pha } F} = \frac{EF}{DE} \quad (7.1)$$

và thành phần trung bình của toàn hỗn hợp được biểu diễn bởi điểm E .

Xét một hỗn hợp có thành phần và nhiệt độ được xác định tại điểm G đặt trong bình kín ở điều kiện áp suất được duy trì không đổi. Hỗn hợp ban đầu như vậy là lỏng hoàn toàn. Khi được gia nhiệt đến điểm H , hỗn hợp bắt đầu sôi và có thành phần pha hơi đầu tiên tại I có nhiều cấu tử dễ bay hơi hơn. Hỗn hợp tiếp tục bốc hơi, thành phần pha lỏng còn lại trong bình giảm dần, chẳng hạn tại L , pha hơi cân bằng với L có thành phần tại K mặc dù hỗn hợp ban đầu vẫn tại G . Giọt lỏng cuối cùng bốc hơi có thành phần tại N và pha hơi tương ứng khi đó có thành phần tại M bằng với thành phần của hỗn hợp lỏng ban đầu. Trạng thái quá nhiệt của hỗn hợp biến đổi theo đoạn MO . Hỗn hợp đã bốc hơi trong khoảng nhiệt độ tương ứng với nhiệt độ tại điểm H và điểm M . Như vậy, nhiệt độ sôi của hỗn hợp không có ý nghĩa vì quá trình bốc hơi xảy ra trong một khoảng nhiệt độ từ điểm sôi đến điểm sương. Nếu hỗn hợp tại O được làm lạnh, quá trình sẽ diễn ra theo trình tự ngược lại, bắt đầu tại M và chấm dứt tại H .

Ngoài ra, nếu hỗn hợp tại H được đun sôi trong bình hở, hơi có nhiều cấu tử dễ bay hơi thoát ra ngoài, pha lỏng còn lại trong bình ở trạng thái bão hòa có nhiệt độ và thành phần di chuyển theo đường cong dưới đến điểm N .

Thành phần pha lỏng - hơi ở trạng thái cân bằng nối với nhau bởi đối tuyến DF , chẳng hạn trên hình 7.1a được biểu diễn bởi điểm

P trên hình 7.1b. Nối các điểm này lại với nhau ta được cân bằng $x-y^*$. Vì thành phần pha hơi cân bằng bình thường luôn lớn hơn thành phần pha lỏng nên đường cân bằng nằm trên đường 45° .

1- Độ bay hơi tương đối

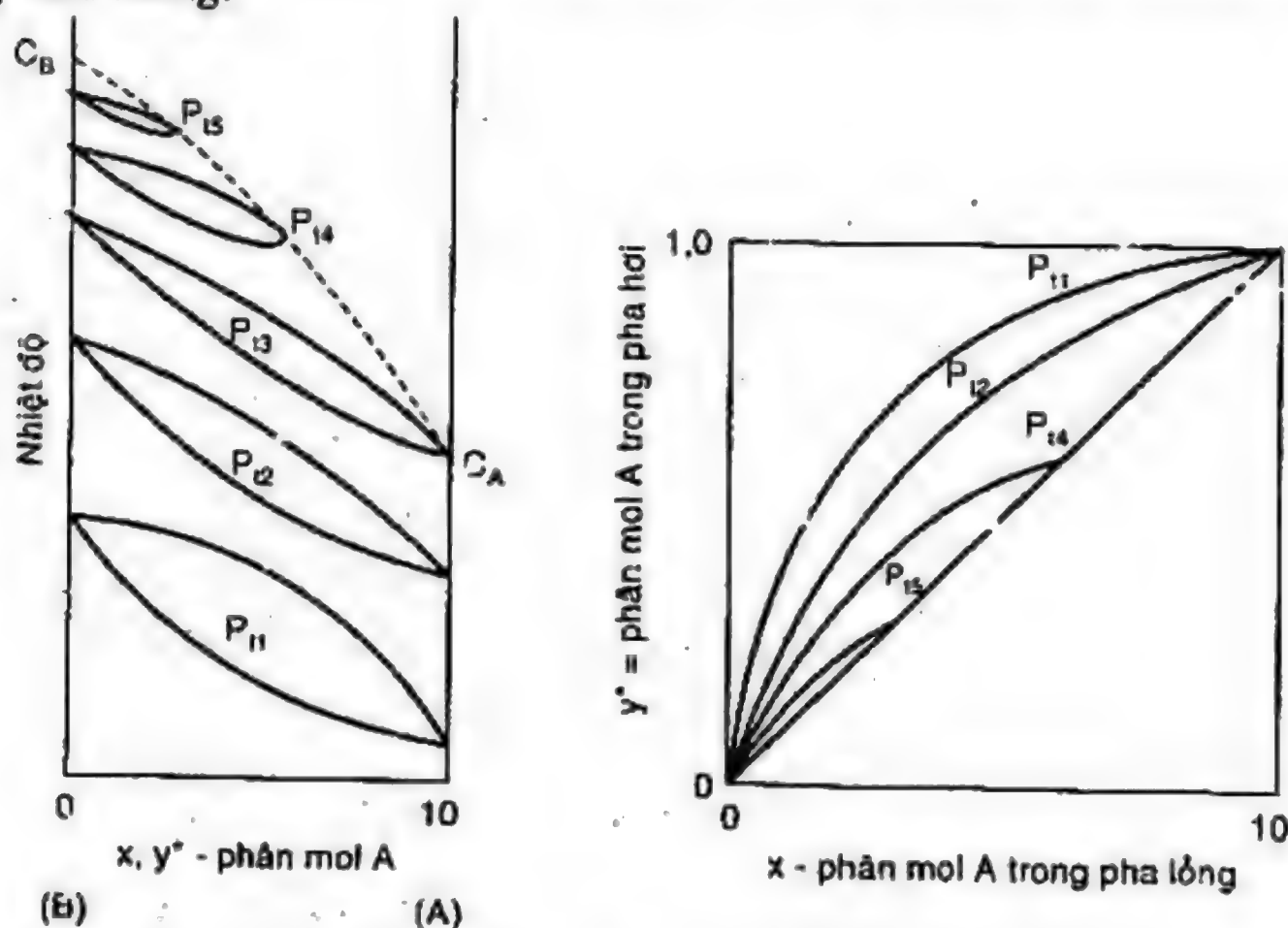
Khoảng cách giữa đường cân bằng và đường 45° càng lớn thì sự sai biệt giữa thành phần pha lỏng và pha hơi càng lớn, quá trình chưng cất càng dễ thực hiện. Để đánh giá tính chất này, ta định nghĩa hệ số phân riêng hay độ bay hơi tương đối α là tỉ số giữa tỉ số nồng độ của A và B trong pha hơi với tỉ số nồng độ của A và B trong pha lỏng:

$$\alpha = \frac{y^*/(1-y^*)}{x/(1-x)} = \frac{y^*(1-x)}{x(1-y^*)} \quad (7.2)$$

Giá trị α thay đổi khi x biến đổi từ 0 ÷ 1,0. Nếu $x = y^*$ (ngoại trừ tại $x = 0$ hay bằng 1), thì $\alpha = 1,0$, không thực hiện được quá trình phân riêng. Giá trị của α càng lớn so với 1 thì mức độ phân riêng càng dễ.

2- Cân bằng lỏng - hơi khi áp suất tăng

Khi áp suất tăng, đường cân bằng lỏng - hơi thu hẹp lại, nhiệt độ sôi cao hơn, độ bay hơi tương đối hay mức độ phân riêng giảm. Tại áp suất lớn hơn áp suất tới hạn P_{t3} , đường cân bằng lỏng - hơi thu ngắn lại và quá trình chưng cất chỉ thực hiện được trong vùng có đường cân bằng.



Hình 7.2: Cân bằng lỏng - hơi khi áp suất tăng

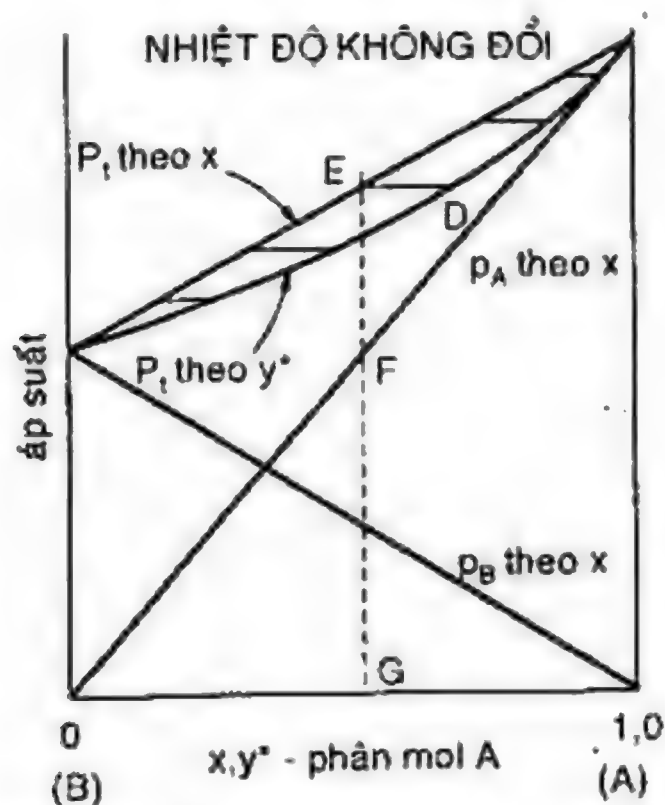
7.2.2 Hỗn hợp lý tưởng - Định luật Raoult

Với hỗn hợp lý tưởng gồm hai cấu tử A và B, áp suất riêng phần cân bằng p^* của một cấu tử ở nhiệt độ cố định sẽ bằng tích số áp suất hơi bão hòa P khi tinh khiết với phần mol của nó trong pha lỏng, tức là:

$$p_A^* = P_A x \quad \text{và} \quad p_B^* = P_B(1-x) \quad (7.3)$$

Nếu pha hơi cũng lý tưởng:

$$P_t = p_A^* + p_B^* = P_A x + P_B(1-x) \quad (7.4)$$



Hình 7.3: Dung dịch lý tưởng

Như vậy tại một nhiệt độ không đổi, áp suất riêng phần và áp suất tổng là tuyến tính theo x . Các quan hệ này được biểu diễn trên hình 7.3. Thành phần của pha hơi cân bằng y^* được biểu diễn bởi điểm D bằng tỷ số hai đoạn FG và EG.

$$y^* = \frac{p_A^*}{P_t} = P_A \frac{x}{P_t} \quad (7.5)$$

$$1 - y^* = \frac{p_B^*}{P_t} = \frac{P_B(1-x)}{P_t} \quad (7.6)$$

Thay (7.5) và (7.6) vào biểu thức định nghĩa độ bay hơi tương đối α , (7.2), được:

$$\alpha = \frac{P_A}{P_B} \quad (7.7)$$

Trong các phương trình trên:

P_A^*, P_B^* - áp suất hơi riêng phần của A và B trên dung dịch.

P_A, P_B - áp suất hơi bão hòa của A và B nguyên chất ở cùng nhiệt độ.

P_t - áp suất tổng cộng.

Như vậy, với hỗn hợp lý tưởng ta có thể tính toàn bộ cân bằng lỏng - hơi từ các giá trị áp suất hơi bão hòa của các cấu tử nguyên chất ở các nhiệt độ khác nhau. Tuy nhiên, với tất cả các hỗn hợp khác, dữ kiện cân bằng sẽ được xác định bằng thực nghiệm.

Ví dụ 7.1: Tính cân bằng lỏng - hơi ở áp suất không đổi 1 atm cho hỗn hợp n-octan và n-heptan được xem là lý tưởng.

Giải: Ở áp suất 1 atm, nhiệt độ sôi của n-heptan (A) là $t_A = 98,4^\circ\text{C}$, của n-octan (B) là $t_B = 125,6^\circ\text{C}$. Cân bằng lỏng- hơi sẽ được tính giữa hai nhiệt độ này. Ví dụ tại 110°C , $P_A = 1050 \text{ mmHg}$, $P_B = 484 \text{ mmHg}$, $P_t = 760 \text{ mmHg}$. Từ (7.4):

$$x = \frac{P_t - P_B}{P_A - P_B} = \frac{760 - 484}{1050 - 484} = 0,487 \text{ phân mol n-heptan trong pha lỏng.}$$

Từ (7.5):

$$y^* = \frac{P_A x}{P_t} = \frac{1050(0,487)}{760} = 0,674 \text{ phân mol n-heptan trong pha hơi.}$$

$$\text{Từ (7.7): } \alpha = \frac{P_A}{P_B} = \frac{1050}{484} = 2,17$$

Lập lại các phép tính tương tự ta được bảng kết quả sau.

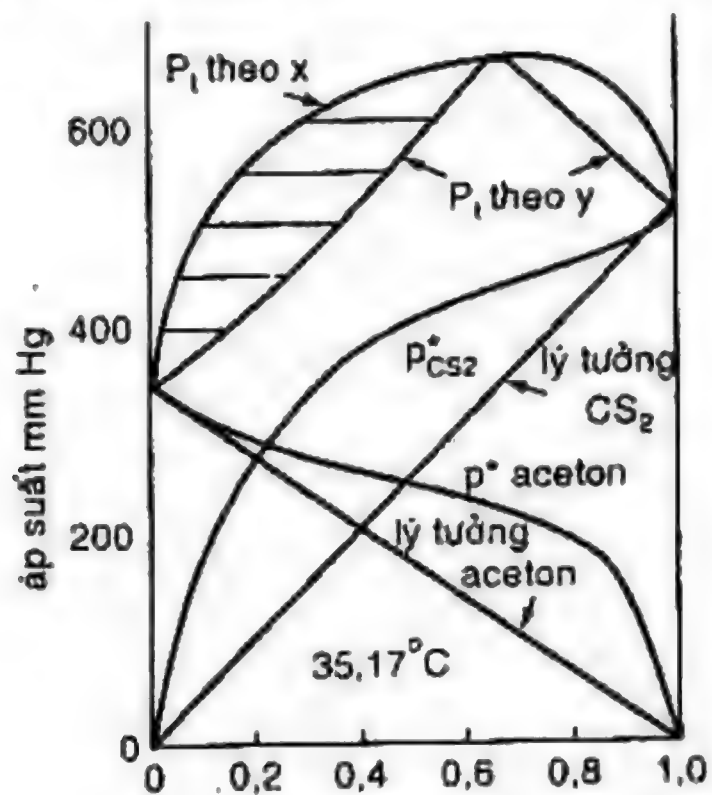
$t (^\circ\text{C})$	$P_A, \text{ mmHg}$	$P_B, \text{ mmHg}$	x	y^*	α
98,4	760	333	1,0	1,0	2,28
105	940	417	0,655	0,810	2,25
110	1050	484	0,487	0,674	2,17
115	1200	561	0,312	0,492	2,14
120	1350	650	0,157	0,279	2,08
125,6	1540	760	0	0	2,02

Từ bảng kết quả trên ta vẽ được đường cong như hình 7.1. Để ý rằng áp suất hơi bão hòa của các cấu tử nguyên chất thay đổi nhiều theo nhiệt độ nhưng độ bay hơi tương đối cho hỗn hợp lý tưởng không thay đổi nhiều. Trong trường hợp này, nếu lấy trị số trung bình của α là 2,16 và sắp xếp lại (7.2) ta được phương trình đường cân bằng y^* theo x :

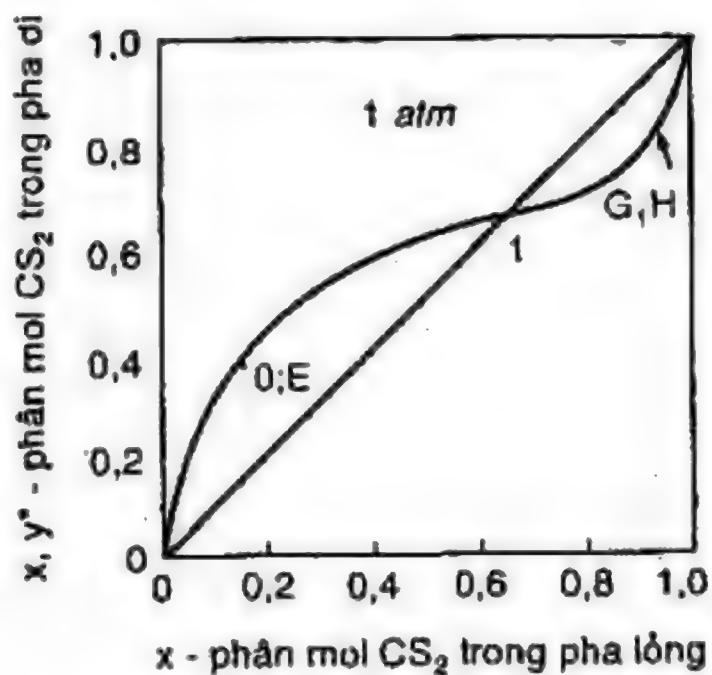
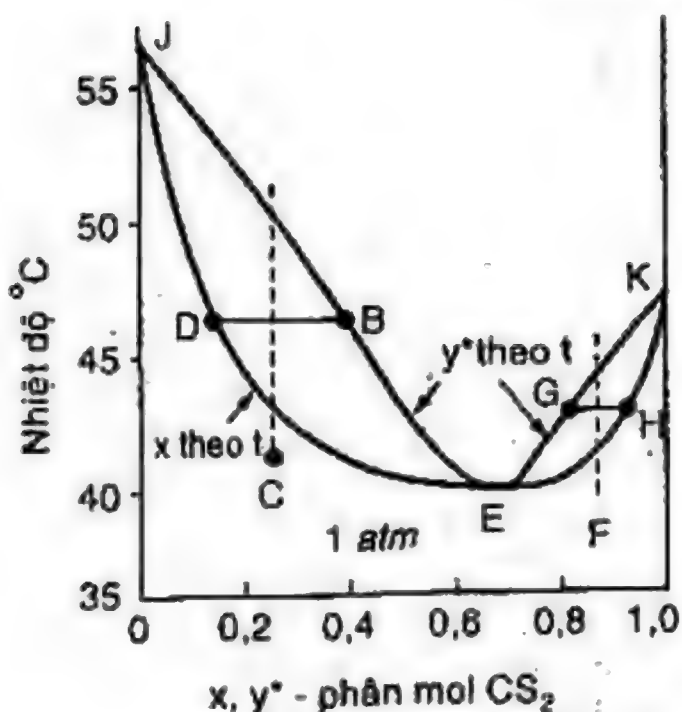
$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + x(\alpha - 1)} = \frac{2,16x}{1 + 1,16x}$$

7.2.3 Sai lệch so với định luật Raoult

Sai lệch dương - Hỗn hợp đẳng phí có nhiệt độ sôi cực tiểu



a) Nhiệt độ không đổi



b) Áp suất không đổi

Hình 7.4: Hỗn hợp đẳng phí có nhiệt độ sôi cực tiểu

Một hỗn hợp có áp suất tổng cộng lớn hơn giá trị được tính từ phương trình (7.4) được gọi là có sai lệch dương so với định luật Raoult. Đa số hỗn hợp đẳng phí ở vào trường hợp này. Trong những trường hợp này, áp suất riêng phần của mỗi cấu tử lớn hơn giá trị được tính theo định luật Raoult. Khi nồng độ phần mol của mỗi cấu tử tiến đến 1 thì giá trị áp suất riêng phần của mỗi cấu tử sẽ tiếp xúc với điều kiện lý tưởng (H.7.4a). Nói cách khác, định luật Raoult áp dụng cho những chất hiện diện với nồng độ rất lớn.

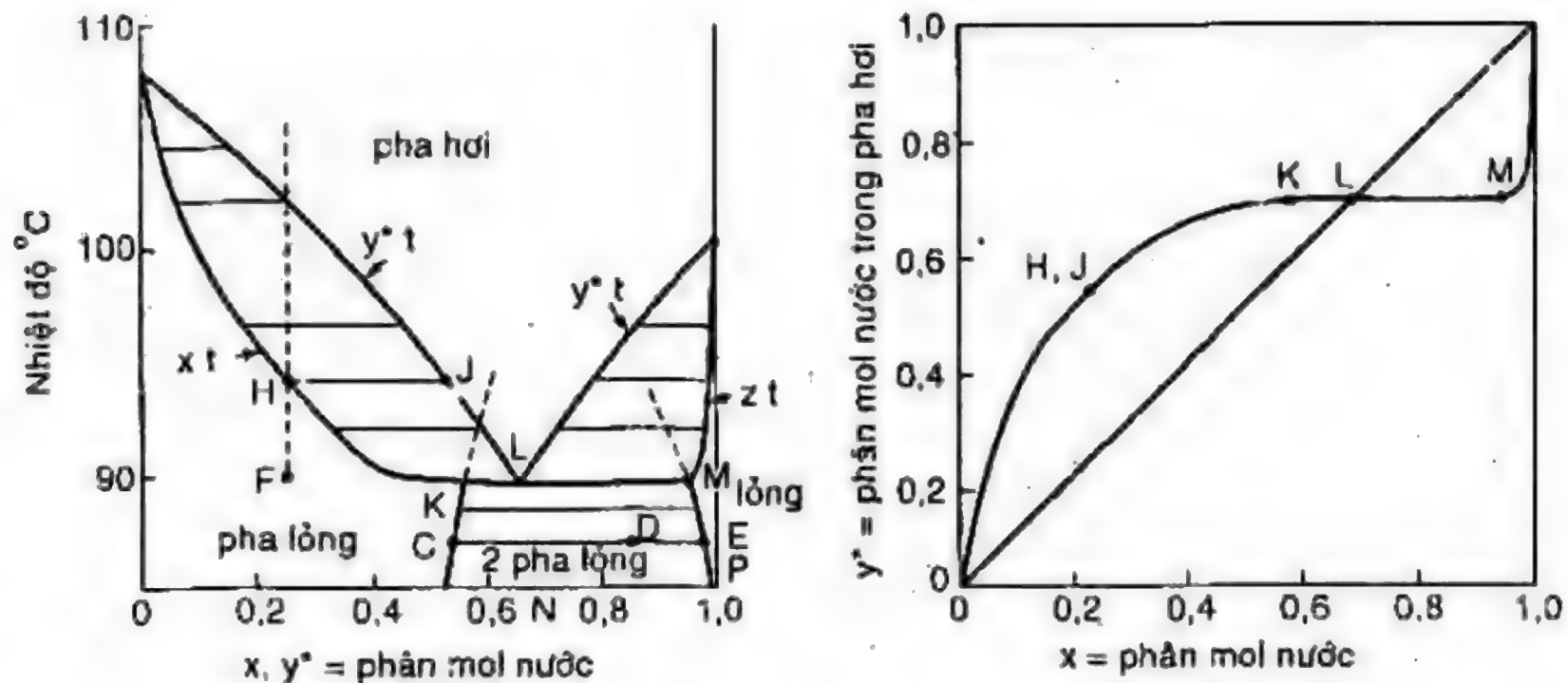
Khi độ sai lệch dương so với định luật Raoult khá lớn và áp suất hơi bão hòa của hai cấu tử khá xa nhau, đường cong áp suất tổng tại nhiệt độ không đổi sẽ tăng qua điểm cực đại tại một nồng độ nào đó (H.7.4a). Hỗn hợp như vậy được gọi là hỗn hợp đẳng phí có nhiệt độ sôi không đổi. Các hỗn hợp ở điều kiện này không thể phân riêng hoàn toàn được bằng phương pháp chưng cất thông thường vì tại thành phần đẳng phí $x=y^*$ và $\alpha=1,0$. Thành phần của hỗn hợp đẳng phí và nhiệt độ sôi của nó thay đổi theo áp suất. Trong một số trường hợp, thay đổi áp suất sẽ giảm điều kiện đẳng phí của hệ.

Một trong những hỗn hợp đẳng phí có nhiệt độ sôi cực tiểu thường gặp là hỗn hợp etanol - nước có điểm đẳng phí ở 1 atm là 89,4% mol etanol và 78,2°C. Điểm đẳng phí của hệ không còn khi áp suất thấp hơn 70 mmHg.

Chất lỏng hòa tan một phần

Theo hình 7.5 đường cong qua C , E biểu diễn giới hạn hòa tan của hai cấu tử ở nhiệt độ tương đối thấp. Hỗn hợp có nhiệt độ và thành phần biểu diễn bởi một điểm nằm trong vùng $KMPN$, ví dụ điểm D sẽ phân thành hai pha lỏng cân bằng tại C và E và CE là đối tuyến của pha lỏng. Nếu áp suất tăng, để quá trình bốc hơi không xảy ra thì hai đường KN và MP kéo dài theo đường đứt đoạn. Những hỗn hợp có thành phần và nhiệt độ nằm ngoài vùng hai pha lỏng sẽ có cân bằng lỏng - hơi như các hỗn hợp hòa tan hoàn toàn (chẳng hạn điểm F). Hỗn hợp lỏng có thành phần trung bình tại L sẽ tạo nên pha hơi có thành phần giống pha lỏng được gọi là hỗn hợp đẳng phí dị thể. Hỗn hợp thuộc loại này là isobutanol - nước.

Một số ít trường hợp thành phần đẳng phí của hỗn hợp nằm ngoài giới hạn không hòa tan. Trường hợp thuộc loại này là hệ metil etil ceton - nước.



Hình 7.5: Hỗn hợp gồm hai chất lỏng hòa tan một phần

Chất lỏng không hòa tan. chưng cất bằng hơi nước

Trường hợp hai chất lỏng có độ hòa tan lẫn nhau rất nhỏ có thể xem như không hòa tan (điểm K và M trên hình 7.5). Ví dụ các hỗn hợp hydrocarbon - nước. Nếu hai cấu tử không hòa tan vào nhau, áp suất hơi bão hòa của một cấu tử không chịu ảnh hưởng bởi sự hiện diện của cấu tử kia và mỗi cấu tử sẽ có áp suất hơi riêng tại nhiệt độ đã cho. Khi tổng áp suất hơi của mỗi cấu tử bằng với áp suất tổng cộng tác động lên hệ, hỗn hợp sẽ sôi. Nếu áp dụng được định luật khí lý tưởng, khi đó pha khí có:

$$P_A + P_B = P_t \quad (7.8)$$

$$y^* = \frac{P_A}{P_t} \quad (7.9)$$

Hỗn hợp sẽ sôi ở nhiệt độ không đổi và có thành phần pha hơi không đổi.

Ví dụ 7.2: Một hỗn hợp chứa 50g nước và 50g etilanilin, giả sử không hòa tan vào nhau, được để cho sôi ở áp suất thường. Mô tả hiện tượng xảy ra.

Giải: Vì hai cấu tử không hòa tan vào nhau nên mỗi cấu tử sẽ có áp suất hơi bão hòa riêng và khi tổng của chúng bằng 760 mmHg, hỗn hợp sẽ sôi. Hỗn hợp sôi ở nhiệt độ 99,15°C, ta có:

$$y^* = \frac{P_A}{P_t} = \frac{737,2}{760} = 0,97 \text{ phân mol nước}$$

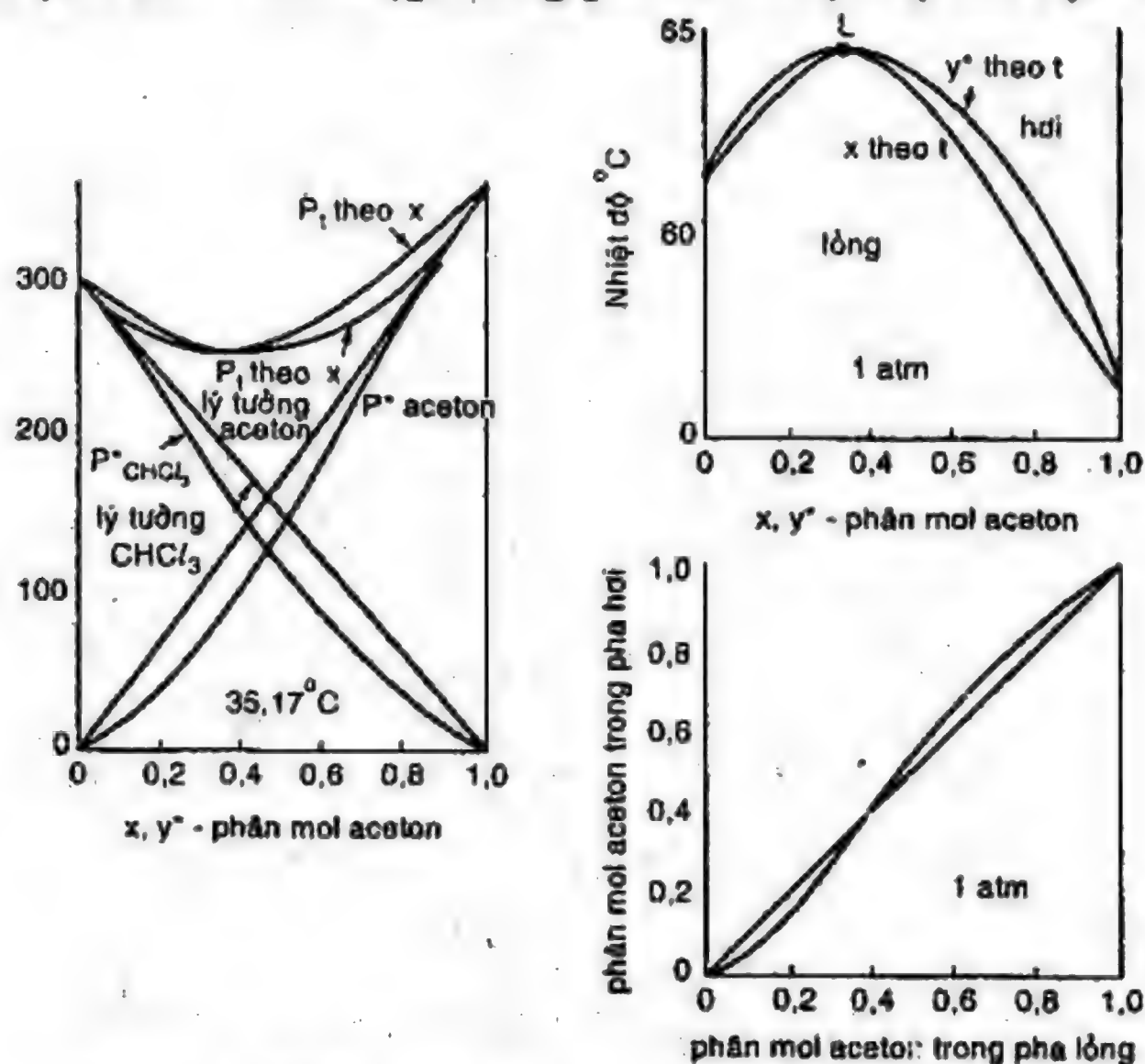
$$1 - y^* = \frac{P_B}{P_t} = \frac{22,8}{760} = 0,03 \text{ phân mol etilanilin}$$

$t, ^\circ\text{C}$	$P_A, \text{ mmHg (nước)}$	$P_B, \text{ mmHg (etilanilin)}$	$P_t = P_A + P_B, \text{ mmHg}$
38,5	51,1	1	52,1
64,4	199,7	5	205
80,6	363,9	10	374
96,0	657,6	20	678
99,15	737,2	22,8	760
113,2	1225	40	1265
204		760	

Hỗn hợp ban đầu chứa $50/18,02 = 2,78 \text{ mol}$ nước và $50/121,1 = 0,412 \text{ mol}$ etilanilin. Hỗn hợp tiếp tục sôi ở $99,15^\circ\text{C}$ với thành phần pha hơi đã xác định ở trên cho đến khi nước đã bốc hơi hết cùng với $2,78 (0,03/0,97) = 0,086 \text{ mol}$ etilanilin. Sau đó nhiệt độ sẽ tăng đến 204°C và pha hơi sẽ chứa etilanilin nguyên chất.

Qua ví dụ trên ta thấy rằng nhiệt độ bốc hơi của chất hữu cơ dễ bị phân hủy ở nhiệt độ cao có thể sôi ở nhiệt độ thấp mà không cần áp suất chân không. Tuy nhiên phương pháp này tốn năng lượng nhiều để bốc hơi một lượng lớn nước. Có thể thực hiện quá trình ở một áp suất tổng khác trong đó có tỉ lệ áp suất hơi bão hòa thích hợp của hai cấu tử hoặc dùng hơi quá nhiệt.

Sai lệch âm - Hỗn hợp đẳng phí có nhiệt độ sôi cực đại



Hình 7.6: Hỗn hợp đẳng phí có nhiệt độ sôi cực đại

Khi áp suất tổng cộng của hệ thống cân bằng nhỏ hơn giá trị tính toán thì hệ được xem như có sai lệch âm so với định luật Raoult. Điều kiện của hỗn hợp đẳng phí có nhiệt độ sôi cực đại tại điểm L (H.7.6). Hỗn hợp có thành phần ở hai bên điểm L. Khi cho sôi trong bình hở cuối cùng còn lại hỗn hợp đẳng phí trong bình.

Hỗn hợp đẳng phí có nhiệt độ sôi cực đại ít gặp hơn loại hỗn hợp đẳng phí có nhiệt độ sôi cực tiểu. Một hỗn hợp thuộc loại này là hỗn hợp acid clorhydric - nước (11,1% mol HCl , $110^{\circ}C$, 1 atm).

7.2.4 Giảm đồ hàm nhiệt - nồng độ

Cân bằng lỏng - hơi của hệ hai cấu tử có thể biểu diễn trên giản đồ hàm nhiệt - nồng độ ở áp suất không đổi. Hàm nhiệt của dung dịch lỏng bao gồm nhiệt cảm và nhiệt hòa tan của các cấu tử.

$$H_L = C_L(t_L - t_o)M_{tb} + \Delta H_S, \quad J/kmol \quad (7.10)$$

với: C_L - nhiệt dung riêng của hỗn hợp, $J/kg^{\circ}C$

M_{tb} - khối lượng phân tử trung bình của hỗn hợp, $kg/kmol$

ΔH_S - nhiệt dung dịch ở nhiệt độ t_o và nồng độ đã cho theo các cấu tử tinh khiết, $J/kmol$ hỗn hợp.

Với chất lỏng ở trạng thái bão hòa (lỏng sôi), t_L là nhiệt độ sôi của hỗn hợp ở nồng độ và áp suất đã cho.

$\Delta H_S < 0$ khi trộn hai cấu tử phát nhiệt

$\Delta H_S > 0$ khi trộn hai cấu tử thu nhiệt. Với hỗn hợp lý tưởng, $\Delta H_S = 0$.

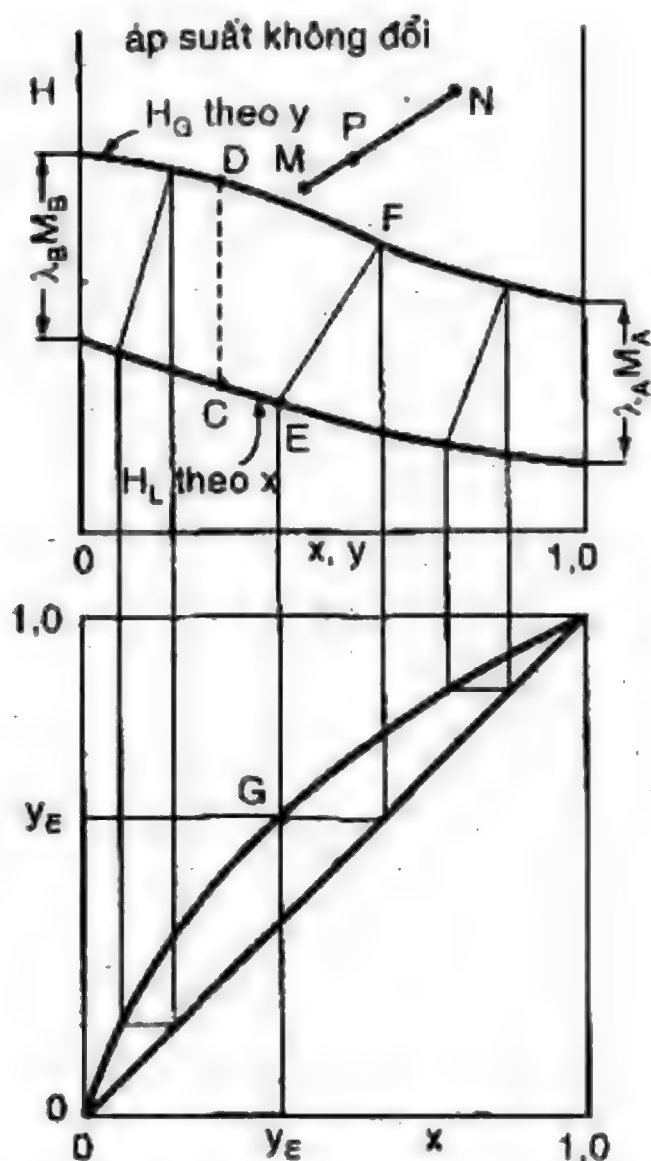
Để tính hàm nhiệt của pha hơi ở trạng thái bão hòa (điểm sương), giả sử rằng mỗi cấu tử được gia nhiệt và bốc hơi riêng ở nhiệt độ t_G (điểm sương) rồi sau đó trộn lại.

$$H_G = y[C_{LA}M_A(t_G - t_o) + r_A M_A] + (1 - y)[C_{LB}M_B(t_G - t_o) + r_B M_B], \quad J/kmol \quad (7.11)$$

với: r_A, r_B - ẩn nhiệt hóa hơi của A, B nguyên chất ở t_G , J/kg

C_{LA}, C_{LB} - nhiệt dung riêng của A, B nguyên chất, J/kgC .

Đường biểu diễn H_L theo x tính theo (7.10) và H_G theo y tính theo (7.11) được biểu diễn trên hình 7.7. Nhiệt cần thiết để bốc hơi hoàn toàn hỗn hợp tại C là $H_D - H_C$, $J/kmol$ hỗn hợp. Pha lỏng và pha hơi cân bằng (chẳng hạn E, F) nối với nhau bởi đối tuyến EF liên hệ với đường cân bằng x-y như trên hình 7.7. Ở đây điểm G biểu diễn đối tuyến EF. Tương tự cho các đối tuyến còn lại.



Hình 7.7: Giản đồ hàm nhiệt - nồng độ

Đặc trưng của giản đồ Hxy và xy

Xét điểm M trên hình 7.7 biểu diễn hỗn hợp có hàm nhiệt H_M , nồng độ z_M ; tương tự điểm N biểu diễn N mol hỗn hợp có tính chất (z_N, H_N) . Trộn đoạn nhiệt hai hỗn hợp M, N sẽ tạo nên hỗn hợp P có P mol và hàm nhiệt H_P , nồng độ z_P . Cân bằng vật chất - năng lượng cho quá trình:

$$M + N = P \quad (7.12)$$

với cấu tử A: $Mz_M + Nz_N = Pz_P \quad (7.13)$

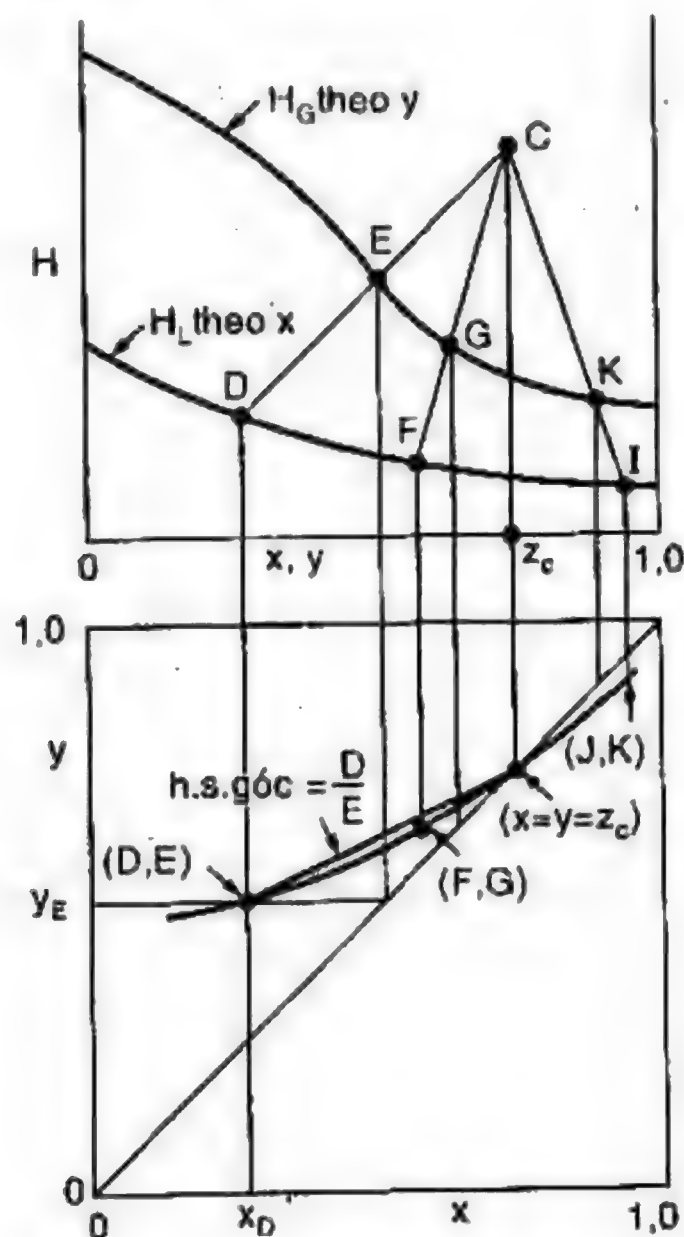
$$MH_M + NH_N = PH_P \quad (7.14)$$

Khử P giữa các phương trình (7.12) và (7.13), giữa (7.12) và (7.14) được:

$$\frac{M}{N} = \frac{z_N - z_P}{z_P - z_M} = \frac{H_N - H_P}{H_P - H_M} \quad (7.15)$$

Phương trình (7.15) biểu diễn đoạn thẳng trên giản đồ hàm nhiệt - nồng độ qua các điểm (z_M, H_M) ; (z_N, H_N) ; (z_P, H_P) . Điểm P , do đó,

nằm trên đoạn thẳng MN , vị trí được xác định bởi $M/N = \text{đoạn } NP/\text{đoạn } MP$. Tương tự, nếu hỗn hợp N được tách ra đoạn nhiệt từ hỗn hợp P sẽ còn lại hỗn hợp M .



Hình 7.8: Quan hệ giữa hai đồ thị H_{xy} và xy

Xét hỗn hợp $C(z_c, H_c)$ biểu diễn trên hình 7.8. Hỗn hợp C có thể xem như là hỗn hợp còn lại sau khi tách hỗn hợp lỏng bão hòa D ra khỏi hỗn hợp hơi bão hòa E (DE không là đối tuyến) và x_D, y_E được xác định trên giản đồ xy như hình vẽ. Tương tự, C cũng có thể xem là hỗn hợp còn lại sau khi tách F ra khỏi G, I ra khỏi K . Các nồng độ của các pha tương ứng biểu diễn bằng đường cong trên giản đồ xy . Với $E - D = C$, cân bằng vật chất cho

$$\frac{D}{E} = \frac{z_c - y_E}{z_c - x_D} = \frac{\text{đoạn } CE}{\text{đoạn } CD} \quad (7.16)$$

Đây là phương trình trên giản đồ xy của dây cung có hệ số góc D/E , vẽ giữa điểm (x_D, y_E) và điểm $x = y = z_c$ nằm trên đường $45^\circ C$. Tương tự, F/G và I/K là hệ số góc của các dây cung vẽ giữa các điểm đó và điểm $x = y = z_c$.

Từ đó ta có những nhận xét sau:

1- Nếu hai đường cong $H_G y$ và $H_L x$ song song nhau (xảy ra khi A và B có ẩn nhiệt hóa hơi mol bằng nhau, nhiệt dung riêng của hỗn hợp là hằng số và nhiệt dung dịch bằng không) thì $D/E = F/G = I/K$ và đường cong đi qua điểm C trên giản đồ xy trở thành đường thẳng.

2- Nếu điểm C di chuyển lên phía trên, hệ số góc của đường cong qua điểm C sẽ tăng dần và cuối cùng bằng 1, đường cong trùng với đường 45°C khi điểm C ra vô cực.

3- Nếu điểm C nằm trên đường $H_G y$, đường cong sẽ trở thành đường thẳng nằm ngang; nếu C nằm trên đường $H_L x$ thì đường cong trở thành đường thẳng thẳng đứng.

Chú ý: ký hiệu z để chỉ thành phần pha lỏng hoặc hơi bất kỳ.

7.3 HỆ NHIỀU CẤU TỬ LÝ TƯỢNG

Hệ ba cấu tử không lý tưởng có thể được giải bằng đồ thị tam giác như trong chương 8, nhưng với hệ có hơn ba cấu tử bài toán sẽ trở nên rất phức tạp. Thực tế, số liệu thực nghiệm cho trường hợp này rất hiếm. Nói chung, việc tiên đoán tính chất của hệ nhiều cấu tử từ tính chất của các cấu tử nguyên chất là không chính xác.

Trong thực tế, nhiều hệ đa cấu tử trong công nghiệp có thể được xem là gần lý tưởng trong pha lỏng. Điều này đúng với hỗn hợp các cấu tử có cấu tạo tương tự như hỗn hợp các parafin hay hỗn hợp các hydrocarbon thơm có nhiệt độ sôi thấp. Trong những trường hợp này có thể áp dụng định luật Raoult. Với hỗn hợp có các cấu tử A, B, C, ..., tại nhiệt độ không đổi:

$$p_A^* = P_A x_A; \quad p_B^* = P_B x_B; \quad p_C^* = P_C x_C \dots p_J^* = P_J x_J \quad (7.17)$$

và nếu pha hơi lý tưởng:

$$P_i = p_A^* + p_B^* + p_C^* + \dots + p_J^* = \sum p^* \quad (7.18)$$

vì: $y_A^* = p_A^* / P_i \dots$, với cấu tử J bất kỳ

$$y_J^* = \frac{p_J^*}{\sum p^*} = \frac{P_J x_J}{\sum P x} \quad (7.19)$$

Độ bay hơi tương đối của hai chất tạo nên dung dịch lý tưởng được xác định theo (7.7), vậy với độ bay hơi tương đối của chất J theo chất C là:

$$\alpha_{JC} = \frac{P_J}{P_C} \quad (7.20)$$

chia tử và mẫu số của (7.19) cho P_C , với $\alpha_{CC} = 1$, ta được:

$$y_J^* = \frac{\alpha_{JC}x_J}{\alpha_{AC}x_A + \alpha_{BC}x_B + x_C + \alpha_{DC}x_D + \dots} = \frac{\alpha_{JC}x_J}{\sum \alpha x} \quad (7.21)$$

Dạng phương trình (7.21) tiện lợi hơn (7.19) để tính thành phần các cấu tử vì, so với áp suất hơi, độ bay hơi tương đối biến đổi ít hơn theo nhiệt độ.

Ví dụ 7.3: Một hỗn hợp lỏng có 50% mol benzen, 25% mol toluen, và 25% mol o.xylen. Ở áp suất 1 atm, tính nhiệt độ sôi và thành phần của pha hơi cân bằng. Hỗn hợp được xem là lý tưởng.

Giải: Bằng cách dò dẫm, ta tính nhiệt độ sôi của hỗn hợp là nhiệt độ tại đó tổng áp suất riêng phần của các cấu tử bằng áp suất đã cho, 1 atm. Bảng sau cho thấy ở 90°C, tổng các áp suất riêng phần bằng 760 mmHg. Do đó, nhiệt độ sôi của hỗn hợp là 95°C, từ đó tính được thành phần pha hơi:

Cấu tử	x	Nhiệt độ = 90°C		Nhiệt độ = 95°C		y'
		Áp suất hơi, P, mmHg	p* = Px, mmHg	Áp suất hơi, P, mmHg	p* = Px, mmHg	
Benzen	0,50	1030	515	1200	600	600/760=0,789
Toluen	0,25	410	102,5	475	118,5	0,156
o-xylene	0,25	140	35,0	166	41,5	0,0545
			$\sum p^* = 652,5$		$\sum p^* = 760$	$\sum y' = 1,0$

Nếu tính theo độ bay hơi tương đối, chọn toluen làm căn bản (bất kỳ), y^* được tính theo (7.21) như sau.

(Để ý rằng các giá trị y^* tính được ở đây bằng với các giá trị tính được ở nhiệt độ đúng 95°C)

Cấu tử	x	P, 90°C mmHg	α	αx	y'
Benzen	0,50	1030	1030/410=2,51	2,51×0,5=1,255	1,255/1,5905=0,789
Toluen	0,25	410	1,0	0,250	0,157
o-xylene	0,25	140	0,342	0,0855	0,0537
				$\sum \alpha x = 1,5905$	$\sum y' = 1,0$

Để tính thành phần pha lỏng cân bằng với thành phần pha hơi và điểm sương cho trước, áp dụng định luật Raoult cho cấu tử J.

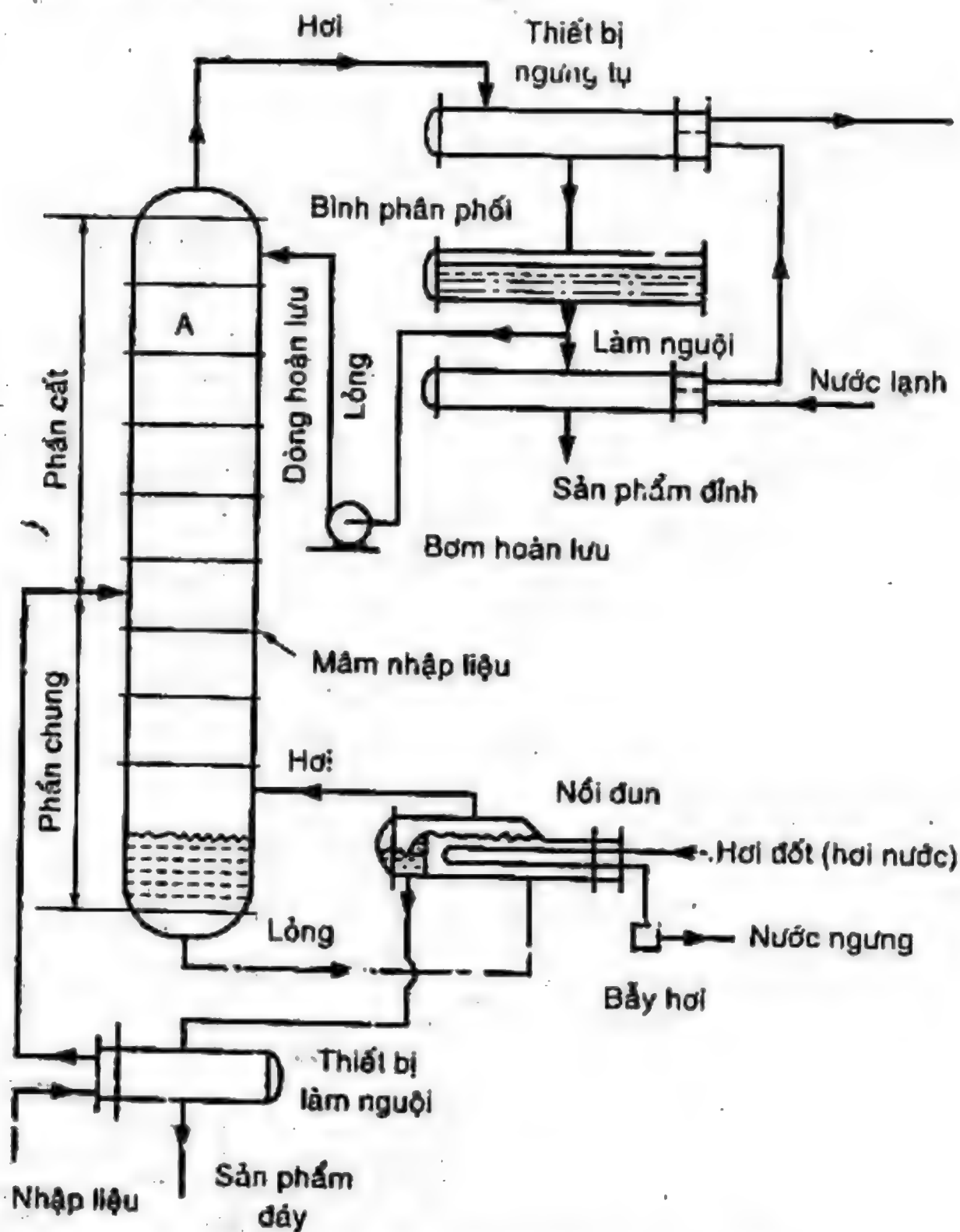
$$x_j = \frac{p_j^*}{P_j} = \frac{P_t y_j^*}{P_j} = \frac{y_j^* / \alpha_{jC}}{\sum (y^* / \alpha)} \quad (7.22)$$

và $\sum x = 1,0$

Trong trường hợp không áp dụng được định luật khí lý tưởng, dùng fugacity thay cho áp suất hơi và áp suất tổng.

7.4 CHUNG CẤT LIÊN TỤC HỖN HỢP HAI CẤU TỬ

Chung cất liên tục hỗn hợp hai cấu tử là quá trình được thực hiện liên tục, nghịch dòng, nhiều đoạn. Với hỗn hợp hai cấu tử không có điểm đẳng phí thì phương pháp này cho ta thu hồi được hai sản phẩm có độ tinh khiết mong muốn.



Hình 7.9a: Hệ thống tháp chưng cất

Sơ đồ một hệ thống chưng cất liên tục được trình bày trên hình 7.9a, trong đó nhập liệu được đưa vào tại một vị trí thích hợp trên tháp. Phần trên vị trí nhập liệu gọi là phần cất, phần dưới gọi là phần chưng. Pha lỏng chuyển động trong phần cất từ trên xuống do dòng hoàn lưu từ đỉnh tháp. Dòng hoàn lưu và dòng sản phẩm đỉnh (có thể là pha lỏng hoặc hơi) là do pha hơi ở đỉnh ngưng tụ lại chứa nhiều cấu tử dễ bay hơi. Pha lỏng chuyển động trong phần chưng càng xuống dưới càng giảm nồng độ, cấu tử dễ bay hơi vì đã bị pha hơi tạo nên từ nồi đun lôi cuốn cấu tử dễ bay hơi. Chất lỏng lấy ra từ nồi đun gọi là sản phẩm đáy chứa nhiều cấu tử khó bay hơi. Bên trong tháp, pha lỏng và pha hơi luôn luôn ở nhiệt độ sôi và nhiệt độ ngưng tụ (điểm sương), do đó, nhiệt độ cao nhất là tại đáy và thấp nhất là tại đỉnh.

Độ tinh khiết của sản phẩm đỉnh và sản phẩm đáy tùy thuộc trên tỉ số lỏng/khí đi trong tháp và số mâm lý thuyết của tháp. Ở đây ta sẽ xét đến mối quan hệ giữa hai yếu tố này. Đường kính tháp phụ thuộc vào lưu lượng các pha như đã trình bày trong chương 5.

Cân bằng nhiệt lượng tổng quát

Xét các mâm trong tháp là mâm lý tưởng và được đánh số từ đỉnh xuống, chỉ số của ký hiệu dòng cho biết mâm dòng đó đi ra. Ví dụ, L_n là suất lượng (mol/s) pha lỏng đi ra từ mâm thứ n . Ký hiệu gạch trên để chỉ dòng đi trong phần chưng. Sản phẩm đỉnh có thể ở trạng thái lỏng, hơi hoặc hỗn hợp. Tuy nhiên, dòng hoàn lưu phải ở trạng thái lỏng. Định nghĩa tỉ số hoàn lưu (ngoại) là số mol của dòng hoàn lưu chia cho số mol sản phẩm đỉnh:

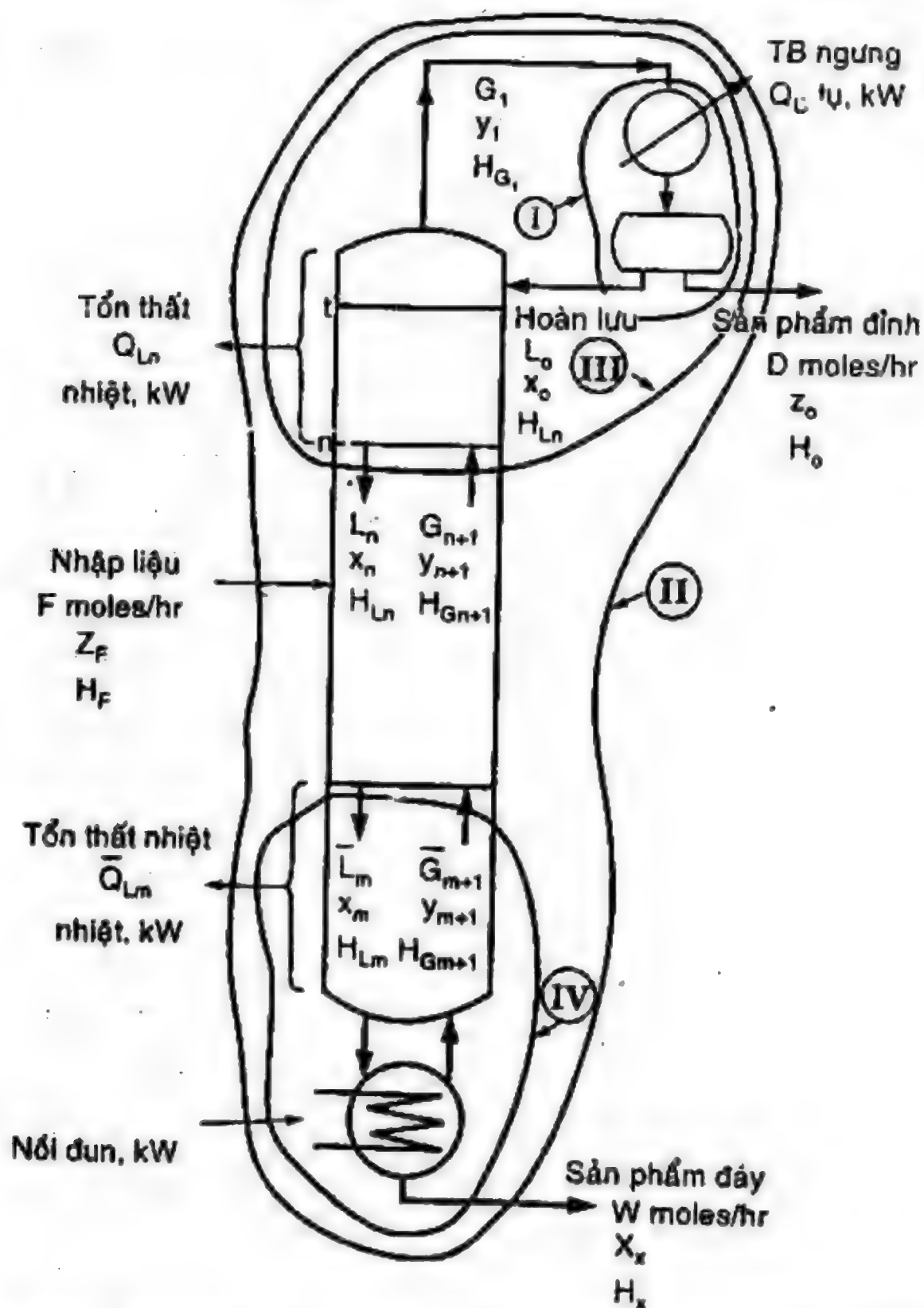
$$R = \frac{L_o}{D} \quad (7.23)$$

Xét thiết bị ngưng tụ, bao hình I (H.7.9b), cân bằng vật chất tổng cộng là:

$$G_1 = D + L_o \quad (7.24)$$

$$G_1 = D + RD = D(R + 1) \quad (7.25)$$

$$\text{với cấu tử A: } G_1 y_1 = D z_D + L_o x_o \quad (7.26)$$



Hình 7.9b: Cân bằng vật chất - năng lượng cho tháp chưng cất

Phương trình (7.24) và (7.26) được dùng để xác định suất lượng và thành phần các dòng ở đỉnh tháp.

Cân bằng nhiệt lượng cho bao (H.7.9b.I)

$$G_1 H_{G_1} = Q_c + L_o H_{L_o} + D H_D \quad (7.27)$$

$$Q_c = D[(R+1)H_{G_1} - R H_{L_o} - H_D] \quad (7.28)$$

Phương trình trên được dùng để tính nhiệt tải của thiết bị ngưng tụ. Nhiệt tải do nồi đun cung cấp được xác định từ phương trình cân bằng nhiệt lượng cho toàn bộ tháp, bao (H.7.9b.II).

$$Q_B = D H_D + W H_w + Q_c + Q_L - F H_F \quad (7.29)$$

trong đó Q_L là nhiệt tổn thất ra môi trường ngoài. Để tiết kiệm năng lượng, có thể cho dòng sản phẩm đáy ở nhiệt độ sôi trao đổi

nhiệt với dòng nhập liệu, hoặc dòng nhập liệu làm môi trường lạnh để ngưng tụ hơi trong thiết bị ngưng tụ nhằm gia nhiệt nhập liệu trước khi vào tháp.

Có hai phương pháp để thiết lập sự quan hệ giữa số mâm lý thuyết, tỉ số lỏng/hơi và nồng độ các dòng sản phẩm

1- *Phương pháp Ponchon - Savarit*: sử dụng giản đồ H_{xy} và xy , có thể áp dụng được trong mọi trường hợp, tuy nhiên cần có đủ các dữ kiện về nhiệt.

2- *Phương pháp McCabe - Thiele*: sử dụng giản đồ xy , ít rườm rà hơn phương pháp trên, thích hợp trong một số trường hợp.

2.4.1 Phương pháp Ponchon - Savarit (giả sử rằng nhiệt tổn thất không đáng kể)

Phân cắt: Xét mâm thứ n , bao (H.7.9b.III)

Cân bằng vật chất tổng cộng:

$$G_{n+1} = L_n + D \quad (7.30)$$

Cân bằng cấu tử A:

$$G_{n+1}y_{n+1} = L_nx_n + Dz_D \quad (7.31)$$

$$G_{n+1}y_{n+1} - L_nx_n = Dz_D \quad (7.32)$$

Vế trái của (7.37) biểu diễn sự sai biệt suất lượng cấu tử A lên - xuống bằng với dòng cấu tử A có suất lượng không đổi ra khỏi tháp trong dòng sản phẩm đỉnh. Giá trị này không phụ thuộc vào vị trí mâm trong phân cắt. Cân bằng nhiệt lượng, bao hình III, với nhiệt tổn thất không đáng kể.

$$G_{n+1}H_{G,n+1} = L_nH_{L_n} + Q_c + DH_D \quad (7.33)$$

Đặt Q' là lượng nhiệt lấy ra ở thiết bị ngưng tụ và dòng sản phẩm đỉnh cho mỗi mol sản phẩm đỉnh:

$$Q' = \frac{Q_c + DH_D}{D} = \frac{Q_c}{D} + H_D \quad (7.34)$$

và (7.38) được viết lại là:

$$G_{n+1}H_{G,n+1} - L_nH_{L_n} = DQ' \quad (7.35)$$

Vế trái (7.35) biểu diễn dòng nhiệt đi lên - dòng nhiệt đi xuống bằng dòng nhiệt lấy ra ở đỉnh tháp.

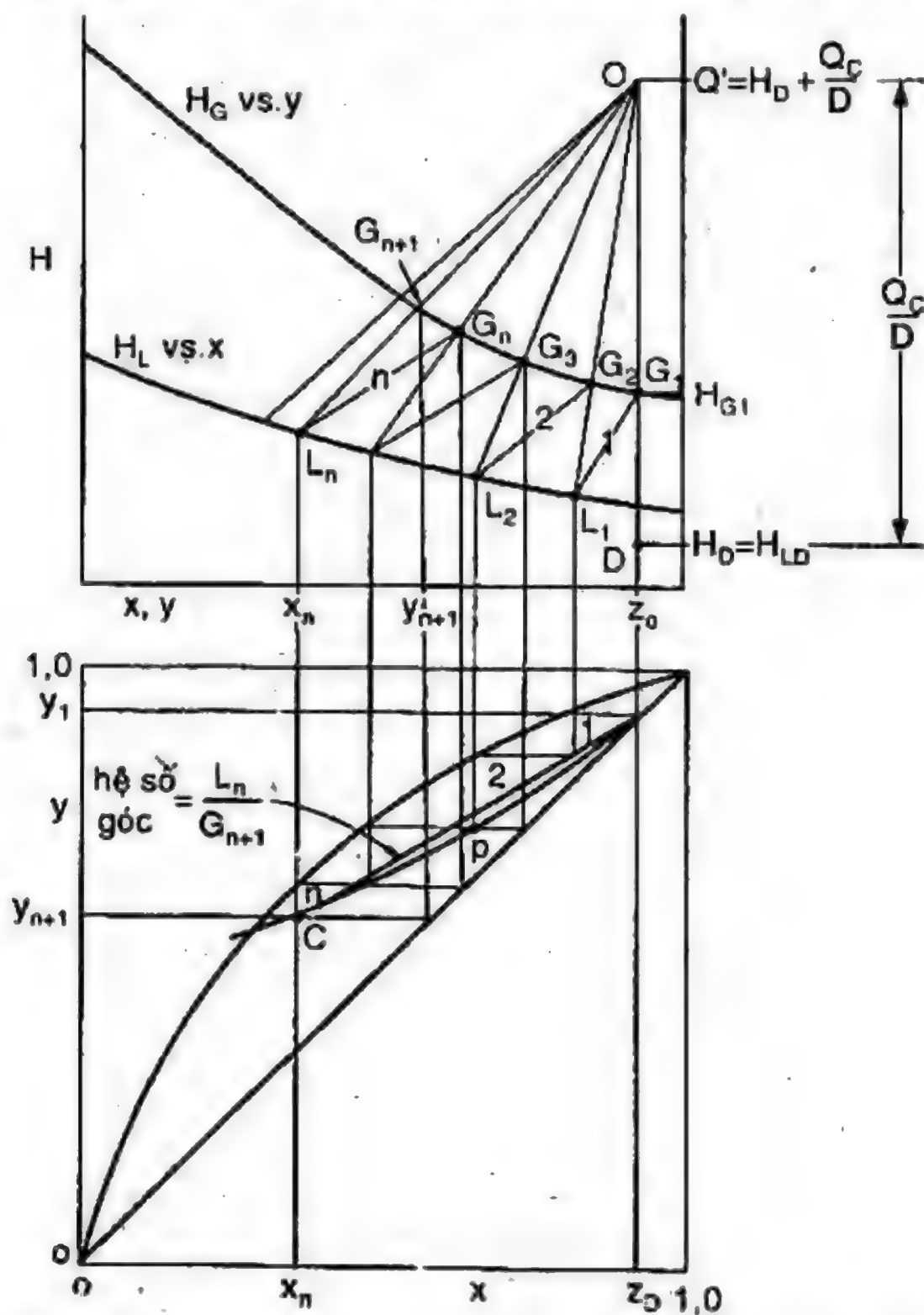
Khử D giữa các phương trình (7.30) và (7.31) và giữa (7.32) và (7.35) được:

$$\frac{L_n}{G_{n+1}} = \frac{z_D - y_{n+1}}{z_D - x_n} = \frac{Q' - H_{G,n+1}}{Q' - H_{L,n}} \quad (7.36)$$

Tỉ số L_n/G_{n+1} được gọi là tỉ số hoàn lưu bên trong tháp.

Trên giản đồ Hxy , (7.36) là phương trình của đường thẳng qua các điểm $G_{n+1}(y_{n+1}, H_{G,n+1})$; $L_n(x_n, H_{L,n})$ và Δ_D . Điểm Δ_D gọi là điểm sai biệt trong phần cất.

Trên giản đồ xy , hai vế trái của (7.36) là phương trình của đường thẳng có hệ số góc L_n/G_{n+1} và qua hai điểm (x_n, y_{n+1}) và $(x = y = z_D)$.



Hình 7.10: Xác định số mâm lý thuyết cho phần cất, ngưng tụ hoàn toàn, hoàn lưu dưới điểm sôi

Cả hai giản đồ trên được vẽ trên hình 7.10 cho trường hợp ngưng tụ hoàn toàn. Dòng sản phẩm đỉnh D và dòng hoàn lưu L_o có cùng tọa độ nên được biểu diễn bởi điểm D . Nếu là lỏng bão hòa D sẽ nằm trên đường H_L theo x . Trên hình vẽ cho thấy D ở trạng thái lỏng dưới bão hòa. Dòng hơi bão hòa G_1 từ mâm trên cùng đi vào thiết bị ngưng tụ để ngưng tụ hoàn toàn có cùng thành phần với L_o và D . Pha lỏng L_1 rời mâm lý thuyết số 1 ở trạng thái cân bằng với G_1 nên L_1 và G_1 nối với nhau bởi đối tuyến 1 biểu diễn mâm lý thuyết số 1. Vì (7.36) áp dụng cho các mâm bất kỳ trong phần cất nên G_2 được xác định bằng cách nối Δ_D với L_1 cắt đường enthalpy hơi bão hòa cho ta điểm G_2 , đối tuyến 2 nối G_2 và L_2, \dots . Như vậy các đối tuyến khác nhau (mỗi đối tuyến biểu diễn các dòng ra khỏi một mâm lý thuyết) và các đường xuất phát từ Δ_D cho ta sự biến đổi nồng độ pha lỏng, pha hơi qua mỗi mâm. Các đường kéo dài từ Δ_D cắt các đường $H_G y$ và $H_L x$ tại các điểm P , đoạn CP là đường làm việc qua điểm $x = y = z_D$. Trên giản đồ Hxy là các đối tuyến, trên giản đồ xy là tam giác CMP , biểu diễn một mâm lý thuyết. Số mâm lý thuyết trong phần cất được xác định như vậy cho đến vị trí mâm nhập liệu. Tại mâm bất kỳ thứ n (so sánh với hình 7.8), tỉ số L_n/G_{n+1} được cho bởi tỉ số hai độ dài $\Delta_D G_{n+1}/\Delta_D L_n$ trên giản đồ Hxy hoặc hệ số góc của dây cung trên đồ thị xy . Thay (7.30) vào (7.36) được:

$$\frac{L_n}{L_n + D} = \frac{H_{G,n+1} - Q'}{H_{L,n} - Q'} = \frac{y_{n+1} - z_D}{x_n - z_D} \quad (7.37)$$

$$\text{hay:} \quad \frac{L_n}{D} = \frac{Q' - H_{G,n+1}}{H_{G,n+1} - H_{L_n}} = \frac{z_D - y_{n+1}}{y_{n+1} - x_n} \quad (7.38)$$

Áp dụng (7.38) vào mâm trên cùng có dòng hoàn lưu L_o , ta được tỉ số hoàn lưu:

$$R = \frac{L_o}{D} = \frac{Q' - H_{G_1}}{H_{G_1} - H_{L_o}} = \frac{\overline{\Delta D G_1}}{\overline{G_1 L_o}} = \frac{\overline{\Delta D G_1}}{\overline{G_1 D}} \quad (7.39)$$

Với một tỉ số hoàn lưu cho trước, tỉ số hai độ dài của (7.39) được dùng để xác định Δ_D thẳng đứng trên hình 7.10 và tung độ Q' của Δ_D sau đó được dùng để tính nhiệt tải của thiết bị ngưng tụ.

$$\bar{L}_m H_{L,m} + Q_D = \bar{G}_{m+1} H_{\bar{G},m+1} + W H_w \quad (7.43)$$

Định nghĩa Q'' là dòng nhiệt lấy ra ở đáy tính cho mỗi mol sản phẩm đáy:

$$Q'' = \frac{W H_w - Q_D}{W} = H_w - \frac{Q_D}{W} \quad (7.44)$$

do đó:
$$\bar{L}_m H_{L,m} - \bar{G}_{m+1} H_{\bar{G},m+1} = W Q'' \quad (7.45)$$

Vế trái của (7.45) biểu diễn dòng nhiệt đi xuống - dòng nhiệt đi lên bằng với dòng nhiệt không đổi đi ra ở đáy tháp chưng cất.

Khử W giữa các phương trình (7.40) và (7.41), giữa (7.42) và (7.45), ta được:

$$\frac{\bar{L}_m}{\bar{G}_{m+1}} = \frac{y_{m+1} - x_w}{x_m - x_w} = \frac{H_{\bar{G},m+1} - Q''}{H_{L,m} - Q''} \quad (7.46)$$

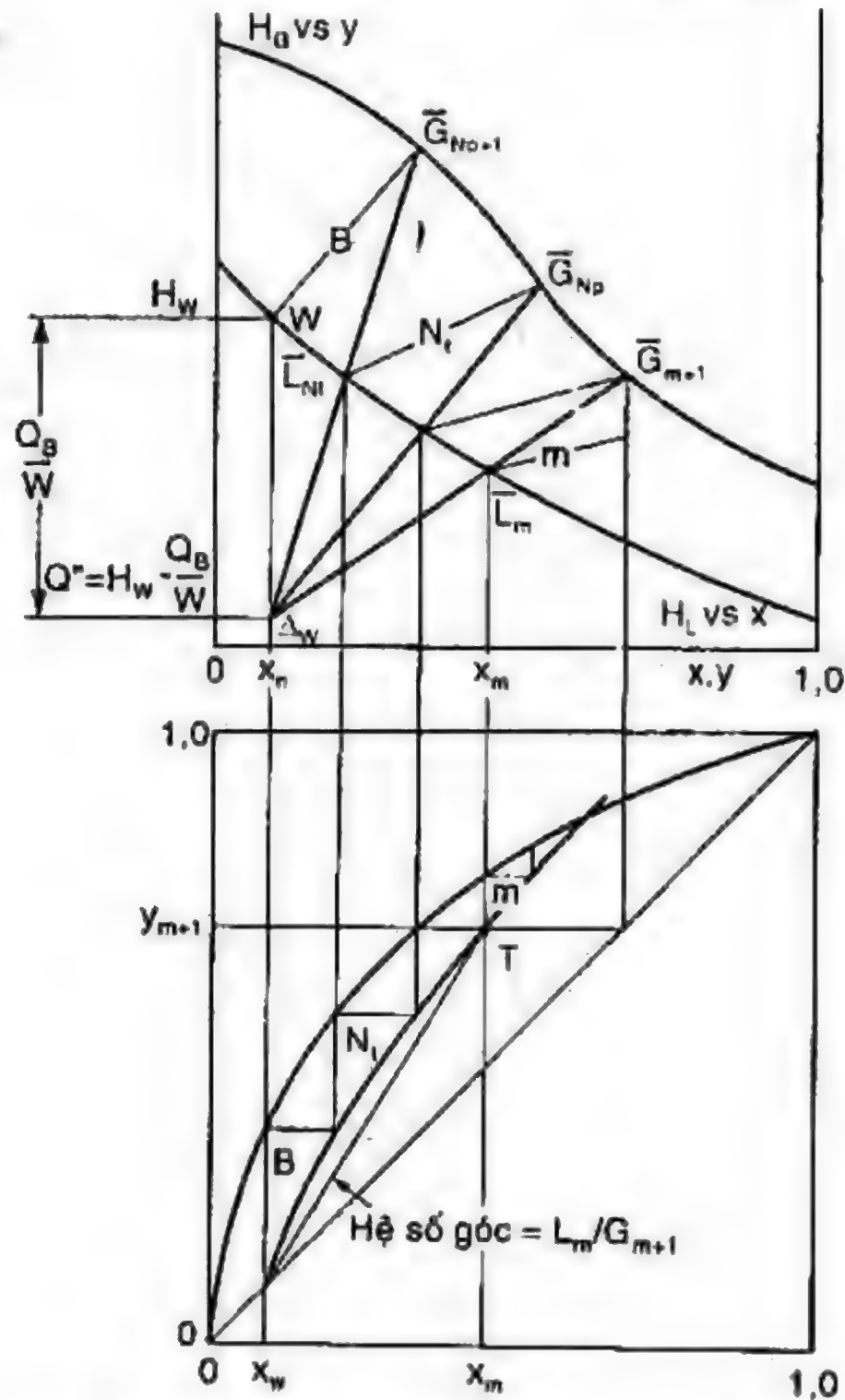
Trên giản đồ Hxy , (7.46) là phương trình của đường thẳng qua các điểm $\bar{G}_{m+1}(y_{m+1}, H_{\bar{G},m+1})$, $\bar{L}_m(x_m, H_{L,m})$ và $\Delta_w(x_w, Q'')$. Điểm Δ_w gọi là điểm sai biệt phần chưng. Trên giản đồ xy , (7.46) biểu diễn đường thẳng có hệ số góc \bar{L}_m/\bar{G}_{m+1} qua các điểm (x_m, y_{m+1}) và $(x = y = x_w)$. Những đường thẳng này được vẽ trên hình 7.12.

Vì (7.46) có thể được áp dụng vào tất cả các mâm của phần chưng. Đường thẳng kẻ từ \bar{G}_{N_i+1} (hơi rời nồi đun vào mâm cuối cùng của tháp) tới Δ_w cắt đường $H_L x$ tại L_{N_i} (pha lỏng rời mâm cuối cùng vào nồi đun). Pha hơi \bar{G}_{N_i} rời mâm cuối cùng cân bằng với pha lỏng và được xác định bởi đối tuyến N_i . Các đối tuyến chiếu xuống giản đồ xy tương ứng với một điểm trên đường cân bằng, và các đường qua Δ_w cho điểm T chẳng hạn trên đường làm việc:

Thay (7.40) và (7.46)

$$\frac{L_m}{W} = \frac{H_{\bar{G},m+1} - Q''}{H_{\bar{G},m+1} - H_{L,m}} = \frac{y_{m+1} - x_w}{y_{m+1} - x_m} \quad (7.47)$$

Giản đồ được vẽ cho trường hợp nồi đun như hình 7.9b), trong đó hơi rời nồi đun cân bằng với dòng sản phẩm đáy, như vậy nồi đun xem như tương đương một mâm lý thuyết (đối tuyến B) (H.7.12).



Hình 7.12: Xác định số mâm lý thuyết cho phân chưng

Số mâm lý thuyết cho phân chưng được xác định trên đồ thị Hxy bằng các đường vẽ từ Δ_w và các đối tuyến, mỗi đối tuyến tương ứng một mâm lý thuyết. Trên giản đồ xy , các tia bất kỳ từ Δ_w cắt đường H_Lx và H_Gy , hoành độ các giao điểm này trên tọa độ xy cho ta điểm nằm trên đường làm việc và số mâm lý thuyết được xác định bằng cách vẽ đường bậc thang giữa đường làm việc và đường cân bằng.

Toàn bộ tháp chưng cất: Xét bao hình (H.7.9b.II), cân bằng vật chất cho toàn bộ tháp chưng cất:

$$F = D + W \quad (7.48)$$

với cấu tử A: $Fz_F = Dz_D + Wx_w \quad (7.49)$

Phương trình (7.29) là phương trình cân bằng nhiệt lượng tổng quát. Giả sử không có nhiệt tổn thất ($Q_L = 0$), thay các biểu thức định nghĩa Q' và Q'' vào (7.29), ta được:

$$FH_F = DQ' + WQ'' \quad (7.50)$$

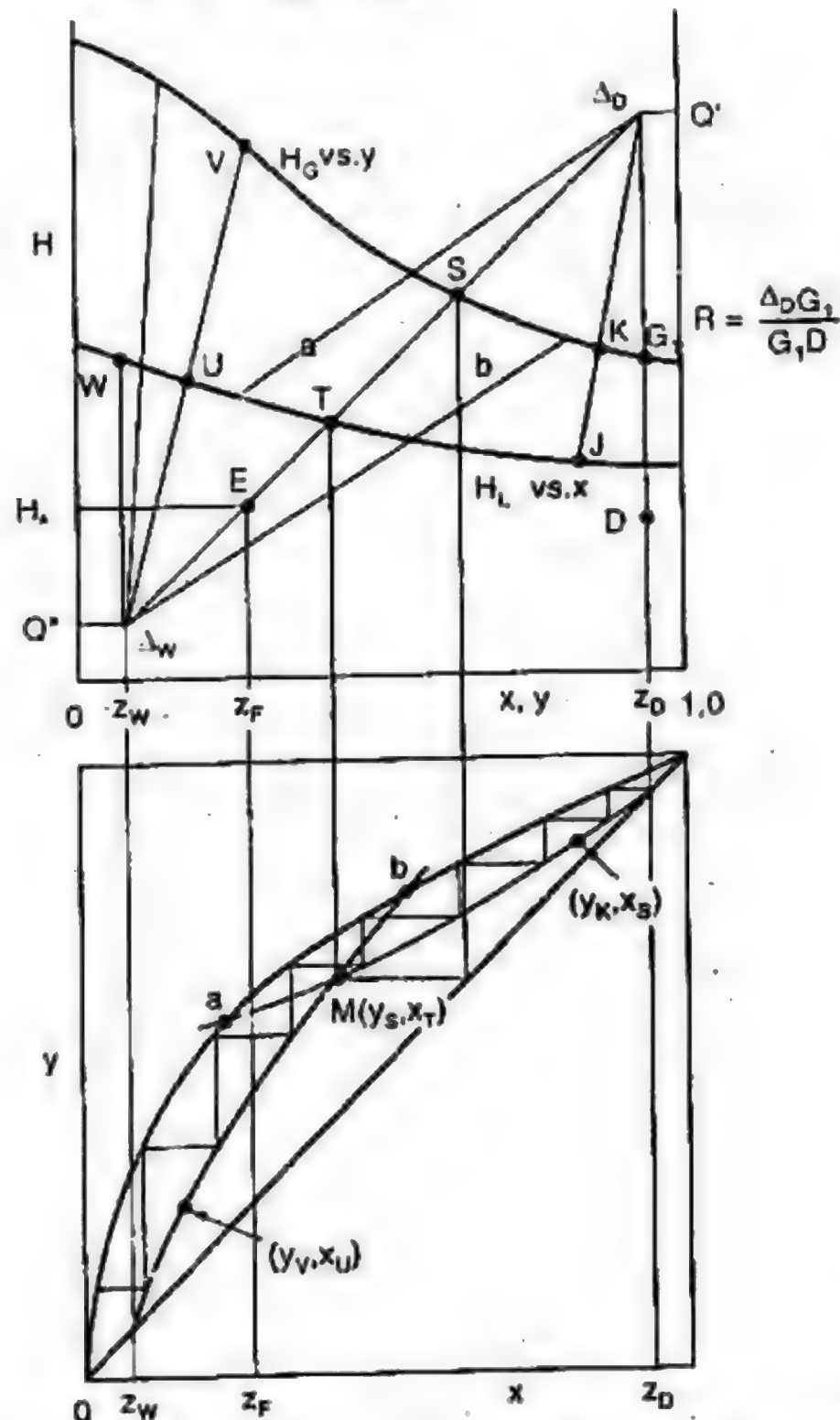
Khử F giữa các phương trình (7.48), (7.49) và (7.50):

$$\frac{D}{W} = \frac{z_F - x_w}{z_D - z_F} = \frac{H_F - Q''}{Q' - H_F} \quad (7.51)$$

Đây là phương trình của đường thẳng trên tọa độ Hxy qua các điểm $\Delta_D(z_D, Q')$; $F(x_F, H_F)$ và $\Delta_w(x_w, Q'')$ và như hình 7.13 cho thấy.

Nói cách khác:

$$F = \Delta_D + \Delta_w \quad (7.52)$$



Hình 7.13: Toàn bộ tháp chưng cất. Nhập liệu dưới điểm sôi và ngưng tụ hoàn toàn

Vị trí điểm F biểu diễn dòng nhập liệu (nồng độ, trạng thái nhiệt), trên hình 7.16 nhập liệu là lỏng dưới điểm sôi. Trong những trường hợp khác, F có thể là lỏng hoặc hơi bão hòa, hỗn hợp lỏng - hơi hay hơi quá nhiệt. Dù ở trường hợp nào thì hai điểm Δ_D , Δ_w và F luôn luôn thẳng hàng.

Xác định số mâm lý thuyết cho toàn tháp: Xác định điểm $F(z_F, H_F)$, các hoành độ z_D và x_w trên đồ thị Hxy , Δ_D được xác định trên đường $x = z_D$ bằng cách tính Q' hay bằng tỉ số hai độ dài của phương trình (7.39) khi biết tỉ số hoàn lưu R . Đường $\Delta_D F$ kéo dài cắt đường $x = x_w$ tại điểm Δ_w mà tung độ của nó được dùng để tính Q_D . Các đường ngẫu nhiên $\Delta_D J$ sẽ cho ta đường làm việc phần cất trên tọa độ xy , các đường ngẫu nhiên $\Delta_w V$ sẽ cho ta đường làm việc phần chưng trên đồ thị xy . Hai đường làm việc cắt nhau tại M liên hệ với đường $\Delta_D F \Delta_w$. Số mâm lý thuyết được xác định bằng cách vẽ đường bậc thang giữa đường làm việc và đường cân bằng bắt đầu từ $x = y = z_D$ (hay từ $x = y = x_w$), mỗi bậc thang biểu diễn một mâm lý thuyết. Đường bậc thang thay đổi đường làm việc khi chuyển từ phần cất sang phần chưng tại mâm nhập liệu.

Suất lượng pha lỏng, pha hơi qua mỗi mâm được tính theo các tỉ số độ dài trên đồ thị Hxy (các phương trình (7.36), (7.37), (7.46) và (7.47)).

7.4.2 Phương pháp McCabe - Thiele

Phương pháp McCabe - Thiele đơn giản hơn và không cần dữ kiện nhiệt để xác định giản đồ Hxy , thích hợp cho nhiều trường hợp có tổn thất nhiệt và nhiệt dung dịch không lớn. Cơ sở của phương pháp này là xem gần đúng đường làm việc của phần chưng và phần cất là đường thẳng (xem phần 7.2.4)

Phần cất - Ngưng tụ hoàn toàn - Hoàn lưu ở điểm sôi

Trong trường hợp này, thiết bị ngưng tụ hóa lỏng hoàn toàn dòng hơi ra ở đỉnh G_1 thành lỏng bão hòa L_0 và D có $y_1 = x_D = x_0$. Do suất lượng của dòng lỏng, L , mol/s, và của dòng hơi, G mol/s, không đổi qua mỗi mâm của phần cất nên không cần có chỉ số dưới ký hiệu. Tuy nhiên, thành phần của mỗi dòng thay đổi qua mỗi mâm. Pha hơi có thành phần y_n rời mâm lý thuyết thứ n ở trạng thái cân bằng với pha

lồng có thành phần x_n rời mâm lý thuyết thứ n . Điểm (x_n, y_n) sẽ nằm trên đường cân bằng của giản đồ xy . Cân bằng vật chất cho bao hình trên hình 7.14:

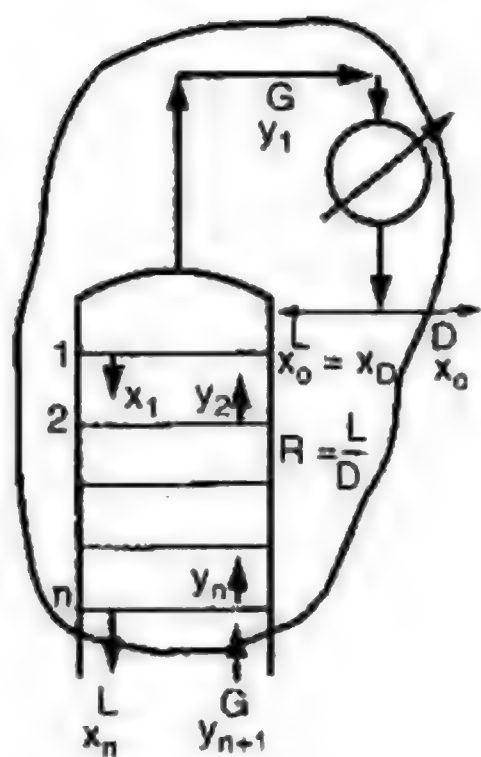
$$G = L + D = D(R+1) \text{ vì } L = L_0 \quad (7.53)$$

$$\text{với cấu tử A: } G y_{n+1} = L x_n + D x_D \quad (7.54)$$

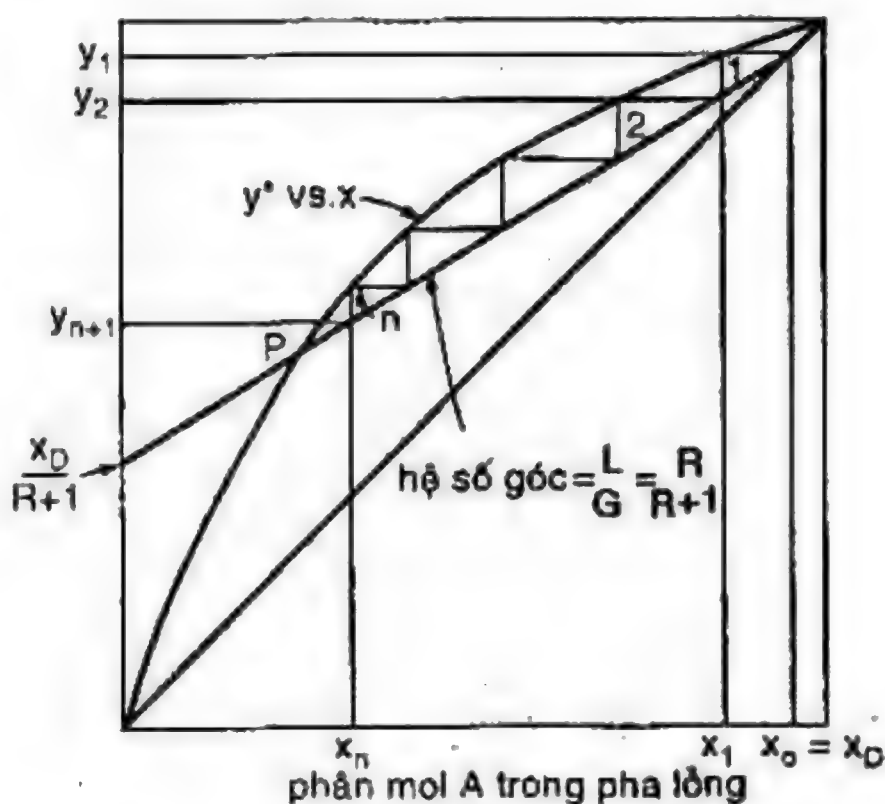
Từ đó rút ra phương trình đường làm việc cho phần cất:

$$y_{n+1} = \frac{L}{G} x_n + \frac{D}{G} x_D \quad (7.55)$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad (7.56)$$



a)



b)

Hình 7.14: Phương pháp McCabe - Thiele cho phần cất

Đây là phương trình đường thẳng trên tọa độ xy , liên hệ giữa nồng độ của hai pha vào và ra khỏi một mâm thứ n bất kỳ có hệ số góc là $L/G = R/(R+1)$ và tung độ gốc là $x_D/(R+1)$. Khi $x_n = x_D$ thì $y_{n+1} = x_D$ cho thấy đường thẳng đi qua điểm $D(x = y = x_D)$ nằm trên đường 45° . Điểm này và điểm tung độ gốc giúp ta xác định dễ dàng đường làm việc phần cất.

Khi vẽ đường cân bằng, giả sử rằng áp suất không đổi trong cả tháp. Nếu cần thiết, xác định độ giảm áp qua mỗi mâm để điều chỉnh đường cân bằng khi tính số mâm thực. Quá trình tính toán được thực hiện bằng dò dẫm. Thông thường việc điều chỉnh chỉ cần thiết khi quá trình chưng cất được thực hiện ở áp suất rất thấp.

Phần chưng

Hơi rời nồi đun cân bằng với sản phẩm đáy.

Kết luận lý thuyết thứ m trong phần chưng, suất lượng pha lỏng \bar{L} và pha hơi \bar{G} không đổi khi đi qua mỗi mâm nhưng không nhất thiết bằng với L, G trong phần cất. Cân bằng vật chất tổng cộng:

$$\bar{L} = \bar{G} + W \quad (7.57)$$

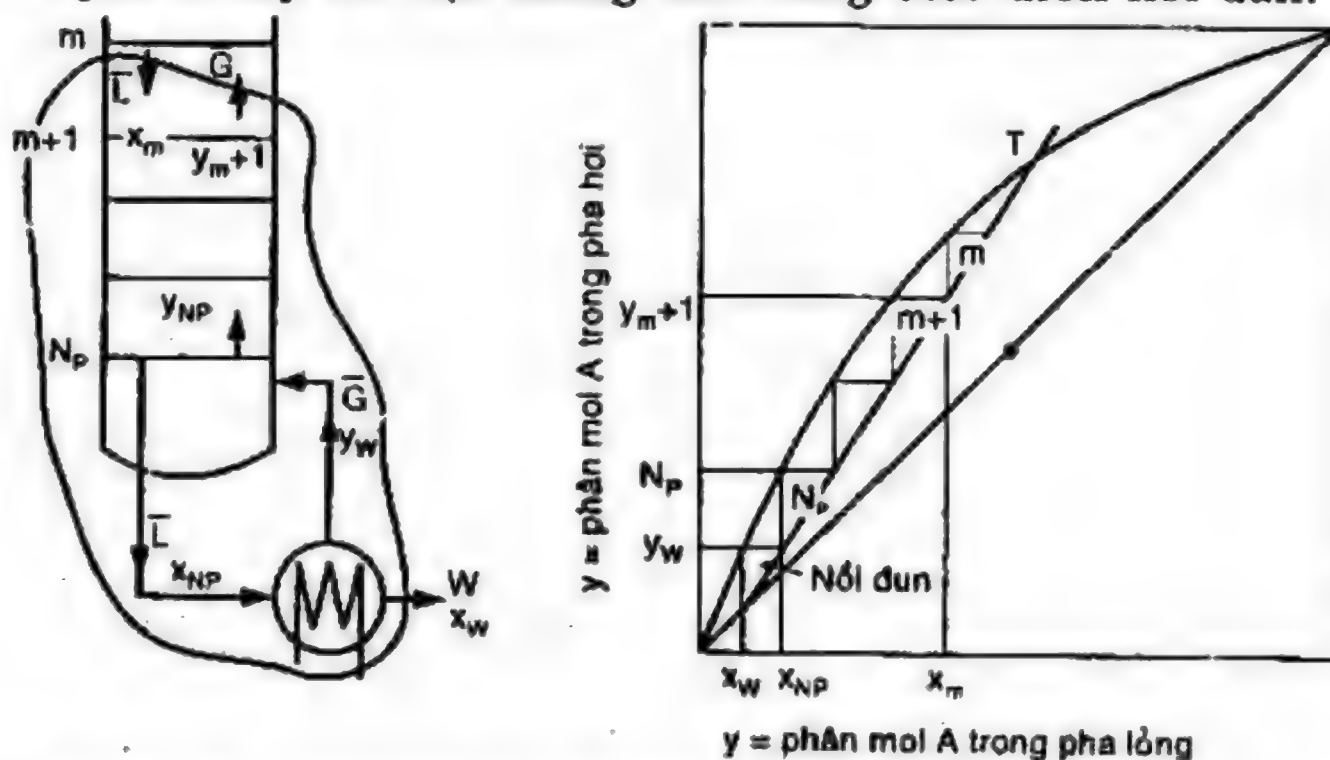
$$\text{với cấu tử A: } \bar{L} x_m = \bar{G} y_{m+1} + W x_w \quad (7.58)$$

từ đó rút ra phương trình đường làm việc cho phần chưng:

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{G}} x_m - \frac{W}{\bar{G}} x_w \quad (7.59)$$

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} - W} x_m - \frac{W}{\bar{L} - W} x_w \quad (7.60)$$

Đây là phương trình đường thẳng có hệ số góc bằng $\bar{L}/\bar{G} = \bar{L}/(\bar{L} - W)$ và khi $x_m = x_w$ thì $y_{m+1} = x_w$ nên đường thẳng đi qua điểm $W(x = y = x_w)$ trên đường 45° . Nếu pha hơi rời nồi đun ở trạng thái cân bằng với dòng sản phẩm đáy thì bậc thang cuối cùng biểu diễn nồi đun.



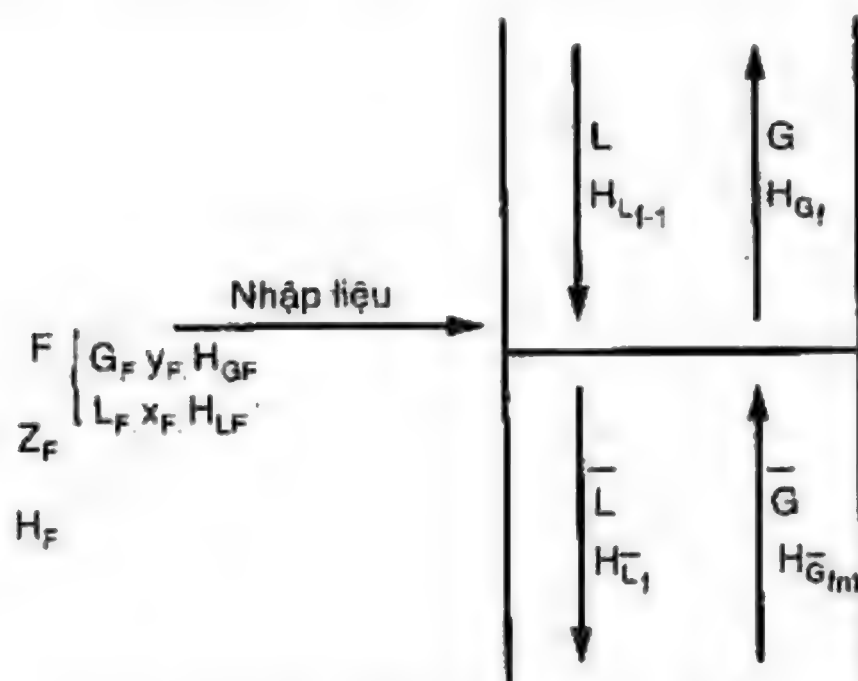
Hình 7.15: Phương pháp McCabe - Thiele cho phần chưng

7.4.3 Các yếu tố ảnh hưởng

Dòng nhập liệu

1- Trạng thái nhiệt của dòng nhập liệu

Ở đây ta khảo sát xem việc đưa dòng nhập liệu vào tháp sẽ ảnh hưởng như thế nào lên sự biến đổi hệ số góc của các đường làm việc và do đó ảnh hưởng lên số mâm lý thuyết.



Hình 7.16: Nhập liệu vào tháp

Xét phần tháp tại mâm nhập liệu có dòng nhập liệu đưa từ ngoài vào (H.7.16). Suất lượng của các dòng lỏng, hơi đi trong tháp sẽ thay đổi đột ngột khi qua mâm nhập liệu vì dòng nhập liệu đưa vào có thể ở trạng thái lỏng, hơi hoặc cả hai. Ví dụ, nếu nhập liệu là lỏng bão hòa thì \bar{L} sẽ bằng $L + F$. Cân bằng vật chất tổng cộng tại mâm nhập liệu:

$$F + L + \bar{G} = \bar{L} + G \quad (7.61)$$

Cân bằng nhiệt lượng:

$$FH_F + LH_{L,f-1} + \bar{G} \cdot H_{G,f+1} = \bar{L}H_{L,f} + GH_{Gf} \quad (7.62)$$

Pha lỏng và pha hơi đi trong tháp luôn luôn ở trạng thái bão hòa, nên có thể xem enthalpy mol của pha lỏng, pha hơi đi qua mâm nhập liệu là không đổi vì nhiệt độ và thành phần thay đổi không nhiều qua một mâm. Do đó:

$$H_{G,f} = H_{G,f+1} = H_G \text{ và } H_{L,f-1} = H_{L,f} = H_L$$

Phương trình (7.62) trở thành:

$$(\bar{L} - L)H_L = (\bar{G} - G)H_G + FH_F \quad (7.63)$$

Kết hợp với (7.61), ta được:

$$\frac{\bar{L} - L}{F} = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L} = q \quad (7.64)$$

Đại lượng q được định nghĩa là tỉ số giữa nhiệt cần thiết để biến đổi 1 mol nhập liệu từ trạng thái ban đầu ra thành hơi bão hòa với ẩn nhiệt bốc hơi mol $H_G - H_L$. Nhập liệu khi vào tháp có thể ở trạng thái nhiệt bất kỳ từ lỏng dưới điểm sôi đến hơi quá nhiệt và tương

ứng với mỗi trạng thái nhiệt là có một giá trị q . Giá trị q cho những trường hợp tiêu biểu được cho trong bảng 7.1.

Bảng 7.1: Trạng thái của nhập liệu

Điều kiện nhập liệu	G_F mol/s	L_F mol/s	H_{GF} J/mol	H_{LF} J/mol	H_F J/mol	$q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L}$	$\frac{q}{q-1}$
Lỏng dưới điểm sôi	0	F		H_F	$< H_L$	$> 1,0$	$> 1,0$
Lỏng bão hòa	0	F		H_F	$= H_L$	1,0	∞
Hỗn hợp lỏng & hơi cân bằng	G_F $F = G_F + L_F$	L_F	H_G	H_L	$H_G > H_F > H_L$	$1,0 > q > 0$	< 0
Hơi bão hòa	F	0	H_F		H_G	0	0
Hơi quá nhiệt	F	0	H_F		$H_F > H_G$	< 0	$1,0 > \frac{q}{q-1} > 0$

Kết hợp (7.61) và (7.64):

$$\bar{G} - G = F (q-1) \quad (7.65)$$

Phương trình (7.65) được dùng để xác định \bar{G}

Phương trình (7.54) và (7.58) được viết lại để xác định tọa độ giao điểm của hai đường làm việc:

$$yG = Lx + Dz_D \quad (7.66a)$$

$$y\bar{G} = \bar{L}x - Wx_w \quad (7.66b)$$

Trừ hai vế hai phương trình:

$$(\bar{G} - G)y = (\bar{L} - L)x - (Wx_w + Dz_D) \quad (7.67)$$

Theo phương trình (7.49) cân bằng vật chất tổng cộng cho toàn tháp:

$$Fz_F = Dz_D + Wx_w$$

Thay các phương trình (7.54), (7.69), (7.70) vào (7.73), ta được:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{z_F}{q-1} \quad (7.68)$$

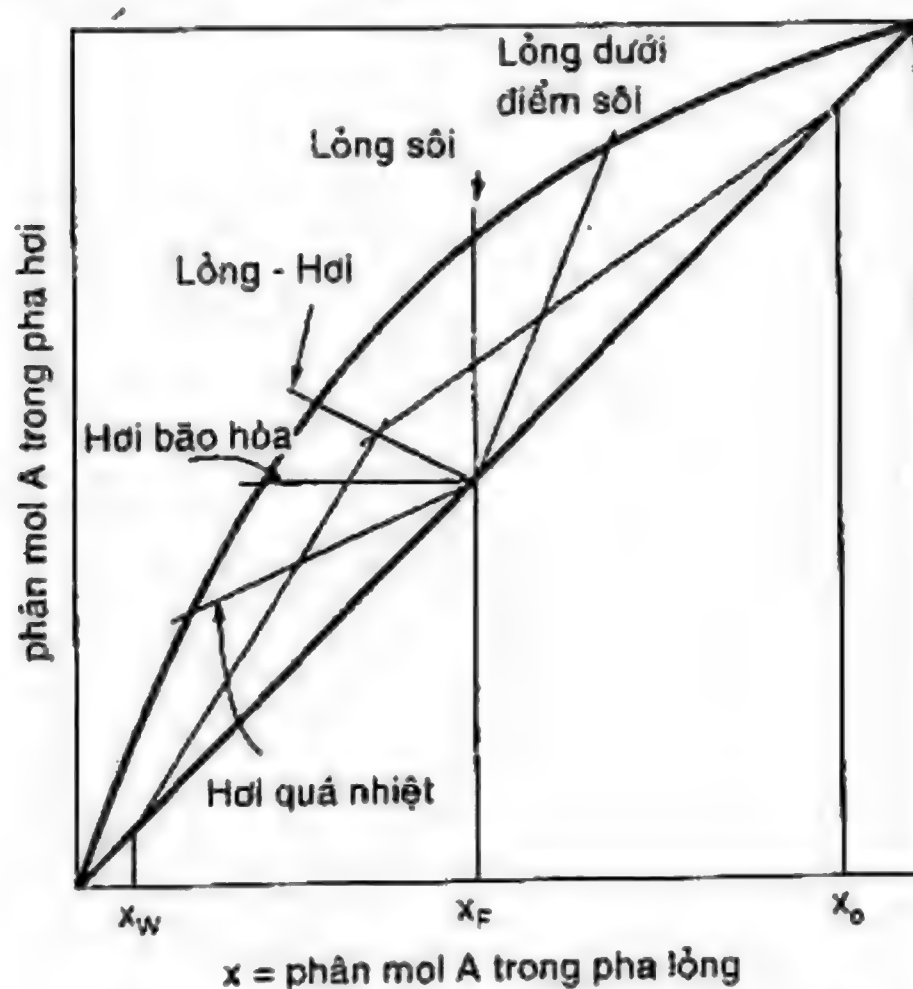
Như vậy tập hợp các giao điểm của hai đường làm việc là đường thẳng gọi là đường nhập liệu có phương trình (7.68) với hệ số góc là $q/(q-1)$ và vì $x = z_F$ thì $y = z_F$ nên đường nhập liệu đi qua điểm

$F(x = y = z_F)$ nằm trên đường 45° . Khoảng giá trị cho ở bảng 7.1 và hình 7.17 biểu diễn các đường nhập liệu tiêu biểu.

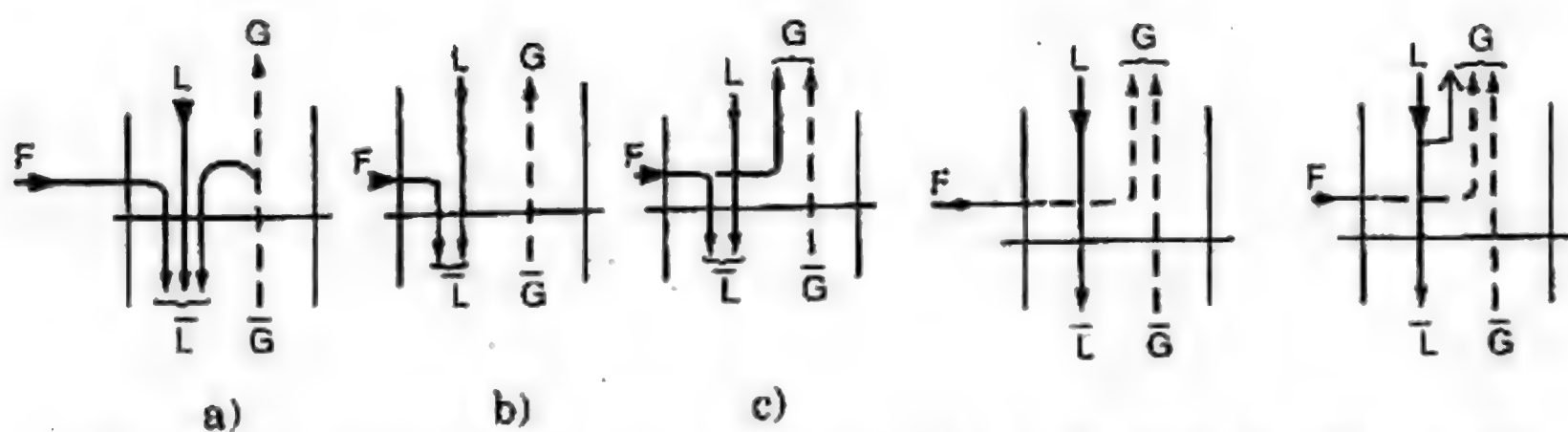
2- Vị trí mâm nhập liệu

Để xác định số mâm lý thuyết ta phải xác định ba đường thẳng gồm hai đường làm việc và đường nhập liệu như sau:

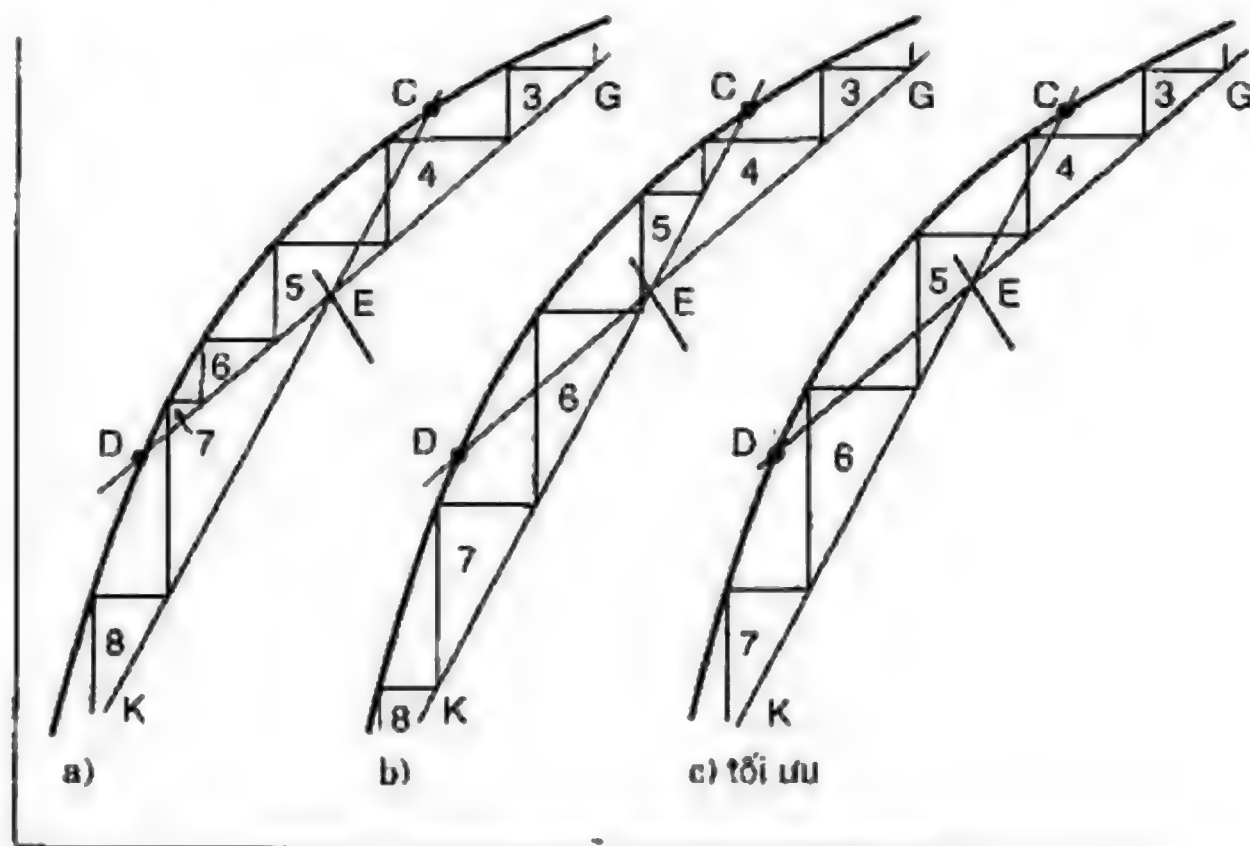
- . Vẽ đường làm việc phần cất theo phương trình (7.56)
- . Vẽ đường nhập liệu theo phương trình (7.68)
- . Vẽ đường làm việc phần chưng qua điểm $W(x = y = x_w)$ và giao điểm đường nhập liệu với đường làm việc phần cất.



Hình 7.17: Vị trí các đường nhập liệu



Hình 7.18: Sự thay đổi của pha lỏng, pha hơi qua mâm nhập liệu tùy thuộc trạng thái nhiệt của dòng nhập liệu



Hình 7.19: Vị trí mâm nhập liệu.

- a) Mâm nhập liệu dưới vị trí thích hợp
- b) Mâm nhập liệu trên vị trí thích hợp
- c) Mâm nhập liệu ở vị trí thích hợp

• Vẽ đường bậc thang xác định số mâm lý thuyết.

Vị trí của mâm nhập liệu được xác định ngay tại bậc thang qua giao điểm hai đường làm việc. Nhập liệu được đưa vào mâm trên hay dưới mâm nhập liệu thích hợp thì số mâm lý thuyết cho quá trình chưng cất đã định trước sẽ nhiều hơn.

Dòng hoàn lưu

1- Tăng tỉ số hoàn lưu R

Khi tỉ số hoàn lưu $R = L_0/D$ tăng thì điểm Δ_D trên hình 7.13 sẽ di chuyển lên trên. Vì Δ_w, F, Δ_w luôn luôn thẳng hàng nên khi R tăng thì Δ_w sẽ di chuyển xuống dưới. Sự thay đổi này làm tăng tỉ số L_n/G_{n+1} và làm giảm \bar{L}_m/\bar{G}_{m+1} và các đường làm việc trên giản đồ xy sẽ tiến gần lại đường 45° . Do đó, số mâm lý thuyết sẽ ít hơn nhưng $Q_c, Q_D, \bar{L}, \bar{G}$ đều tăng. Bề mặt truyền nhiệt của thiết bị ngưng tụ và nồi đun, tiết diện tháp cũng tăng để phù hợp với sự gia tăng tải trọng trong tháp. Cuối cùng khi $R \rightarrow \infty$, $L_n/G_{n+1} = \bar{L}_m/\bar{G}_{m+1} = 1$ các đường làm việc trùng với đường 45° , trên giản đồ Hxy các điểm Δ sẽ ra vô cực và số mâm lý thuyết sẽ là tối thiểu N_{\min} . Điều này xảy ra khi không lấy ra sản phẩm đỉnh, đáy và không có dòng nhập liệu vào tháp.

Độ bay hơi tương đối không đổi

Khi độ bay hơi tương đối có thể xem như không đổi, áp dụng phương trình (7.2) vào sản phẩm đáy.

$$\frac{y_w}{1-y_w} = \alpha_w \frac{x_w}{1-x_w} \quad (7.69)$$

với α_w là độ bay hơi tương đối được xác định tại nồi đun. Khi hoàn lưu hoàn toàn, đường làm việc trùng với đường 45° , do đó $y_w = x_{N_m}$

$$\text{Do đó} \quad \frac{x_{N_m}}{1-x_{N_m}} = \alpha_w \frac{x_w}{1-x_w} \quad (7.70)$$

Tương tự tại mâm cuối cùng có độ bay hơi tương đối α_{N_m} :

$$\frac{y_{N_m}}{1-y_{N_m}} = \alpha_{N_m} \frac{x_{N_m}}{1-x_{N_m}} = \alpha_{N_m} \cdot \alpha_w \cdot \frac{x_w}{1-x_w} \quad (7.71)$$

Tiếp tục như vậy cho đến mâm trên cùng của tháp:

$$\frac{y_1}{1-y_1} = \frac{x_D}{1-x_D} = \alpha_1 \cdot \alpha_2 \cdots \alpha_{N_m} \cdot \alpha_w \frac{x_w}{1-x_w} \quad (7.72)$$

Nếu dùng giá trị trung bình của độ bay hơi tương đối:

$$\frac{x_D}{1-x_D} = \alpha_{tb}^{N_m+1} \frac{x_w}{1-x_w} \quad (7.73)$$

$$\text{hay} \quad N_m + 1 = \left[\log \frac{x_D}{1-x_D} \cdot \frac{1-x_w}{x_w} \right] / \log \alpha_{tb} \quad (7.74)$$

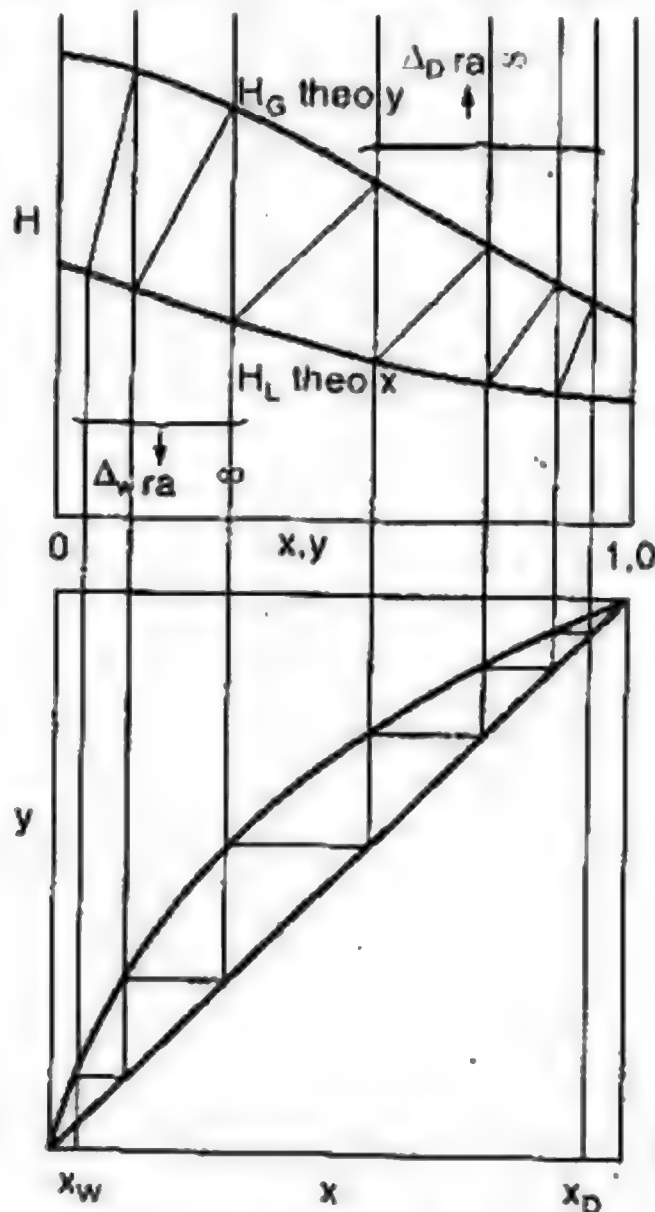
Đây là phương trình Fenske được dùng để tính số mâm lý thuyết tối thiểu để cho sản phẩm đỉnh có nồng độ x_D và sản phẩm đáy có nồng độ x_w . Số 1 ở vế trái của (7.74) biểu diễn nồi đun. Biểu thức chỉ được dùng cho trường hợp hỗn hợp gần lý tưởng.

2- Tỷ số hoàn lưu tối thiểu R_m

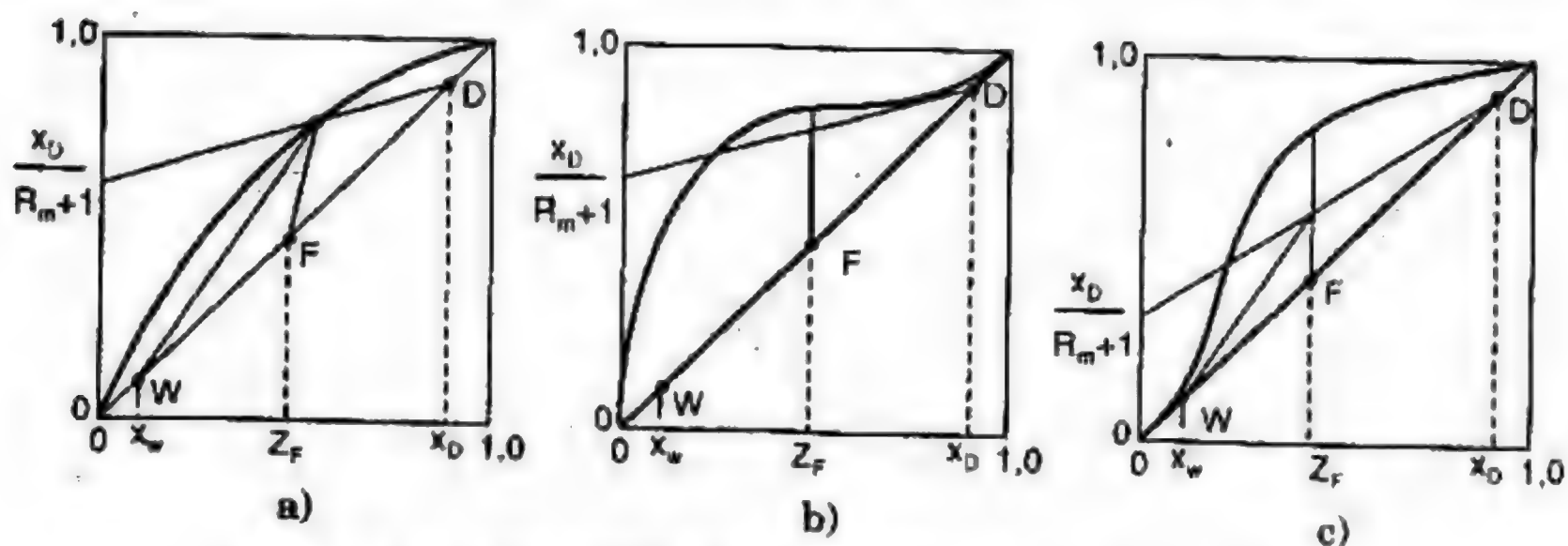
Tỷ số hoàn lưu tối thiểu với số mâm là vô cực cho một quá trình chưng cất xác định trước và tương ứng là nhiệt tải của nồi đun và thiết bị ngưng tụ là tối thiểu. Trên giản đồ Hxy , đó là đối tuyến khi kéo dài đi qua điểm F sẽ xác định Δ_{D_m} và Δ_{w_m} . Trên giản đồ xy , đường làm việc phân cắt MN đi qua giao điểm của đường nhập liệu và đường cân bằng sẽ ứng với tỷ số hoàn lưu tối thiểu. Cách xác định với các dạng đường cân bằng cho thấy trên hình 7.21. Khi nhập liệu ở trạng thái lỏng bão hòa, có thể được xác định theo biểu thức:

$$R_m = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (7.75)$$

với y_F^* là thành phần pha hơi cân bằng với x_F .



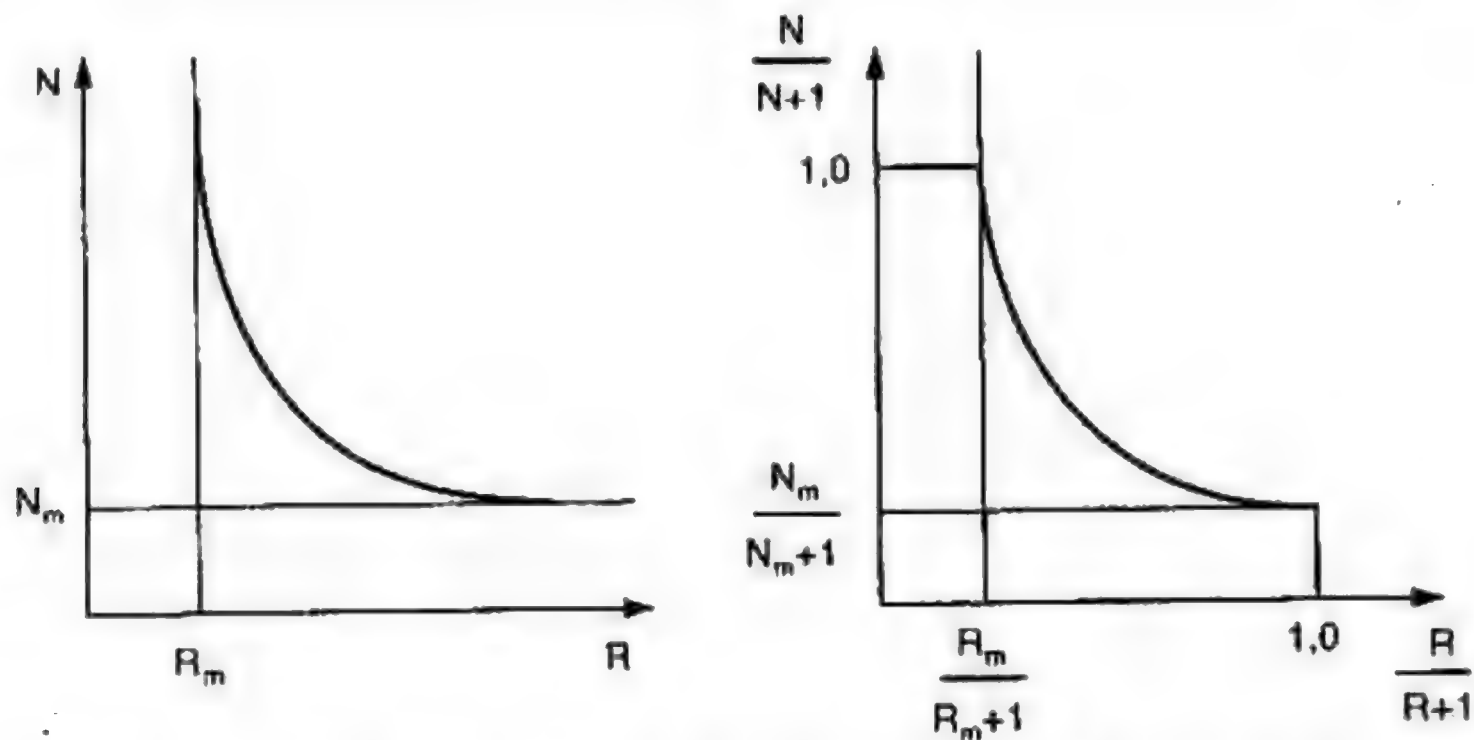
Hình 7.20: Hoàn lưu toàn phần và số mâm lý thuyết tối thiểu



Hình 7.21: Tỷ số hoàn lưu tối thiểu và số mâm vô cực

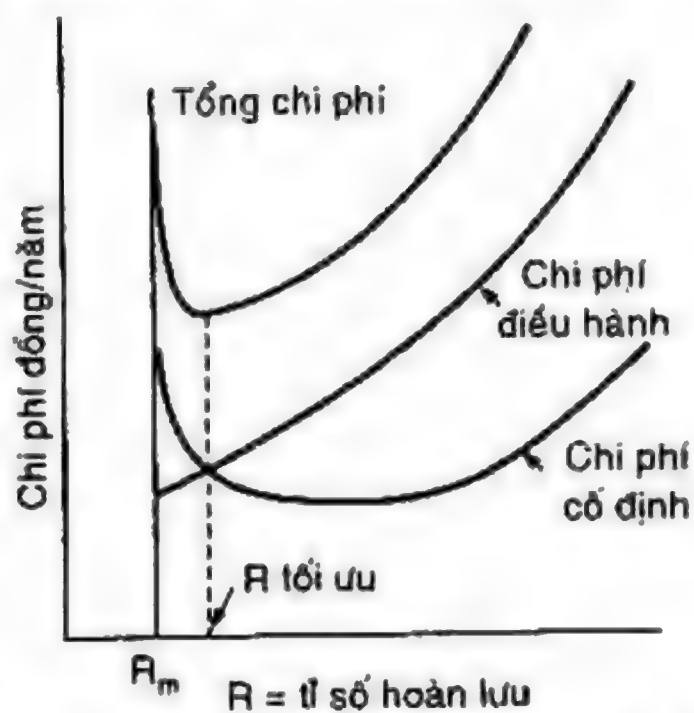
3- Tỷ số hoàn lưu tối ưu

Ứng với một tỷ số hoàn lưu bất kỳ giữa tỷ số hoàn lưu tối thiểu và hoàn lưu toàn phần sẽ cho số mâm lý thuyết giữa số mâm vô cực và số mâm tối thiểu cho một quá trình chưng cất định trước như hình 7.22.



Hình 7.22: Mối quan hệ giữa tỉ số hoàn lưu - số mâm lý thuyết

Tỉ số hoàn lưu dùng để thiết kế là tỉ số hoàn lưu ứng với chi phí là thấp nhất, gọi là tỉ số hoàn lưu tối ưu (H.7.23). Khi tỉ số hoàn lưu là R_m , số mâm lý thuyết là vô cực, do đó, chi phí cố định là vô cực nhưng chi phí điều hành (nhiệt, nước, công để bơm) là tối thiểu. Khi R tăng số mâm sẽ giảm nhưng đường kính tháp tăng, thiết bị ngưng tụ, nồi đun, công để bơm cũng tăng theo. Chi phí cố định sẽ giảm đến mức tối thiểu rồi tăng đến vô cực khi hoàn lưu toàn phần. Lượng nhiệt và lượng nước sử dụng cũng tăng theo tỉ số hoàn lưu. Tổng chi phí gồm chi phí cố định và chi phí điều hành sẽ đi qua điểm tối thiểu ứng với tỉ số hoàn lưu khi đó gọi là tối ưu. Thông thường tỉ số hoàn lưu tối ưu bằng $1,2 + 1,5 R_m$.



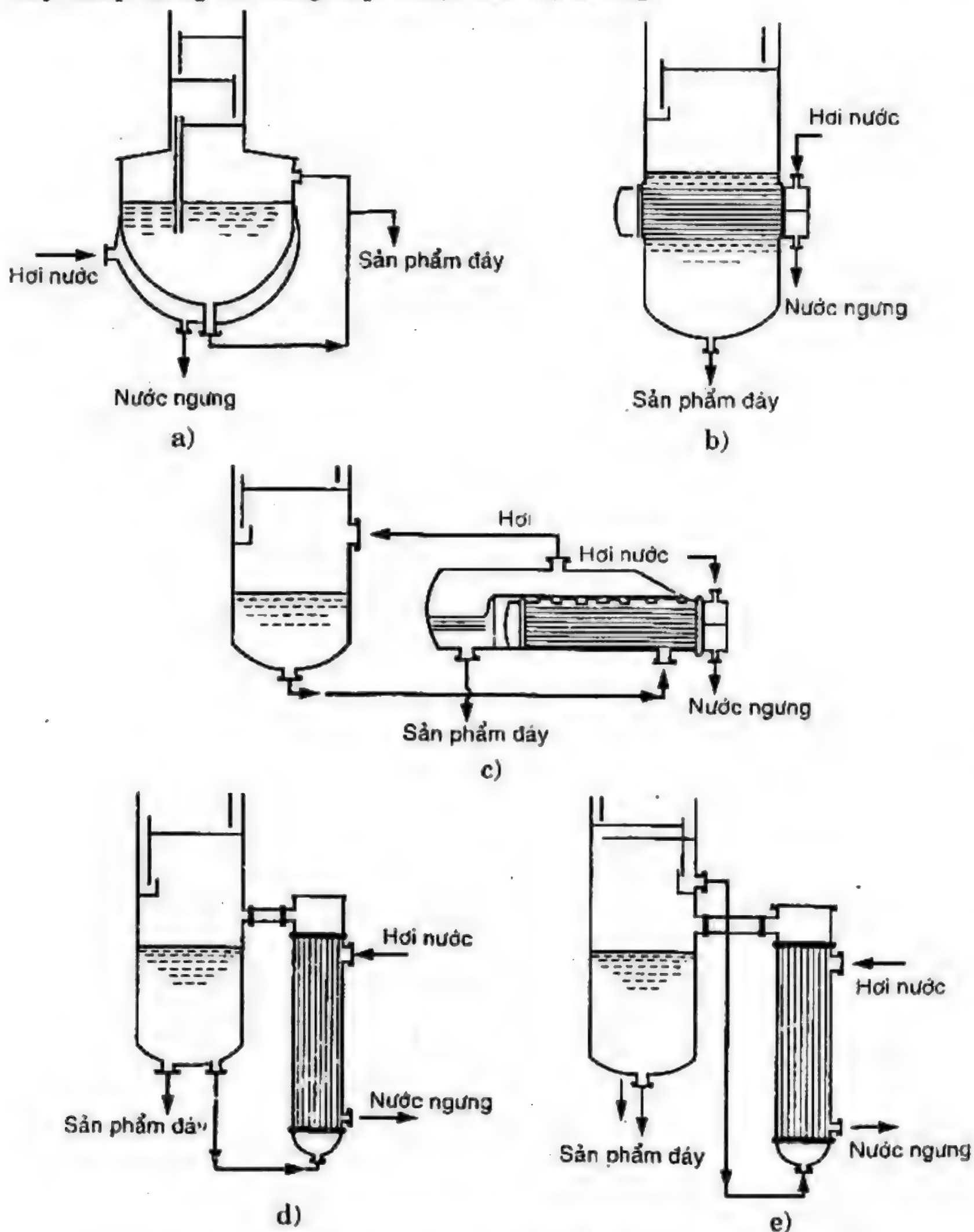
Hình 7.23: Tỉ số hoàn lưu tối đa

7.4.4 Hiệu suất mâm

Hiệu suất mâm đã được trình bày trong chương 5. Hiệu suất mâm áp dụng trên giản đồ xy cho cả hai phương pháp xác định số mâm lý thuyết ở trên. Hiệu suất tổng quát cho cả tháp E_o chỉ có ý nghĩa khi hiệu suất mâm E_M không đổi qua các mâm và đường cân bằng và đường làm việc là đường thẳng trong khoảng nồng độ đang xét. Giá trị E_o để ước tính được xác định từ hình 5.18.

7.4.5 Nồi đun cho tháp chưng cất

Nồi đun cho tháp chưng cất là thiết bị trao đổi nhiệt được đặt ở đáy tháp dùng để cung cấp nhiệt cho hệ thống.



Hình 7.24: Các dạng nồi đun

a) Nồi hai vỏ; b) Nồi đun bên trong; c) Nồi đun loại Kettle
d) Nồi đun loại Thermo-syphon; e) Nồi đun loại Thermo-syphon

Hình 7.24a: Nếu tháp chưng cất có năng suất nhỏ, nồi đun có thể là thiết bị trao đổi nhiệt loại hai vỏ với diện tích bề mặt trao đổi nhiệt nhỏ.

Hình 7.24b: Một dạng khác là thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm đặt ở đáy tháp cho ta diện tích bề mặt trao đổi nhiệt lớn hơn.

Hình 7.24c: Với tháp chưng cất có năng suất lớn, nồi đun thường đặt ngoài và có hai nồi đun để luân phiên làm vệ sinh. Với chất tải nhiệt nóng đi trong ống, cho ta hơi đi vào tháp cân bằng với dòng sản phẩm đáy, do đó nồi đun được xem như tương đương với một mâm lý tưởng.

Hình 7.24d: (thermosyphon đặt thẳng đứng) với chất tải nhiệt nóng đi ngoài ống, bốc hơi hoàn toàn phần lỏng đi vào nồi đun, do đó, tạo nên pha hơi có cùng thành phần với dòng sản phẩm đáy. Tuy nhiên, cách hoạt động như vậy dễ đóng cáu lên bề mặt truyền nhiệt trong ống nên trong thực tế pha lỏng chỉ được cho bốc hơi một phần nên dòng ra khỏi nồi đun là một hỗn hợp lỏng hơi.

Hình 7.24e: nhận dòng lỏng từ mâm đáy và nó chỉ bốc hơi một phần.

Trong hình 7.24, thời gian lưu của chất lỏng trong nồi đun là khoảng 5 ÷ 10 phút để bốc hơi. Nồi đun có thể được gia nhiệt bằng hơi nước, dầu truyền nhiệt hay những chất tải nhiệt nóng khác. Với những chất lỏng có nhiệt độ sôi cao, nồi đun có thể được đốt trực tiếp.

7.4.6 Sử dụng hơi nước để cấp nhiệt trực tiếp cho đáy tháp

Khi hỗn hợp đem chưng cất có chứa nước được lấy ra trong dòng sản phẩm đáy, cấu tử còn lại dễ bay hơi thì ta có thể sử dụng hơi nước để cấp nhiệt trực tiếp cho đáy tháp. Với nồng độ sản phẩm đỉnh và tỉ số hoàn lưu không đổi, số mâm lý thuyết sẽ nhiều hơn nhưng giảm được chi phí cho chế tạo nồi đun và chi phí bảo trì, làm vệ sinh.

Phần cất của tháp không bị ảnh hưởng bởi việc thay đổi điều kiện điều hành này, tuy nhiên có thay đổi trong cân bằng vật chất và năng lượng tổng quát. Giả sử không có nhiệt tổn thất.

$$F + \bar{G}_{N_p+1} = D + W \quad (7.76)$$

$$F z_F = D z_D + W x_w \quad (7.77)$$

$$F H_F + \bar{G}_{N_p+1} \cdot H_{G, N_p+1} = D H_D + W H_w + Q_c \quad (7.78)$$

với \bar{G}_{N_p+1} là suất lượng mol của hơi nước đưa vào đáy tháp. Trên giản đồ H_{xy} , điểm sai biệt Δ_D cho phần cất không thay đổi. Điểm sai biệt Δ_w biểu diễn một dòng tương đương đi ra ở đáy tháp:

$$\Delta_w = \bar{L}_m - \bar{G}_{m+1} = W - \bar{G}_{N_p+1} \quad (7.79)$$

và có tọa độ là:
$$x_{\Delta_w} = \frac{\text{số mol ra ở đáy tháp}}{\text{tổng số mol ra ở đáy tháp}} = \frac{W x_w}{W - \bar{G}_{N_p+1}}$$

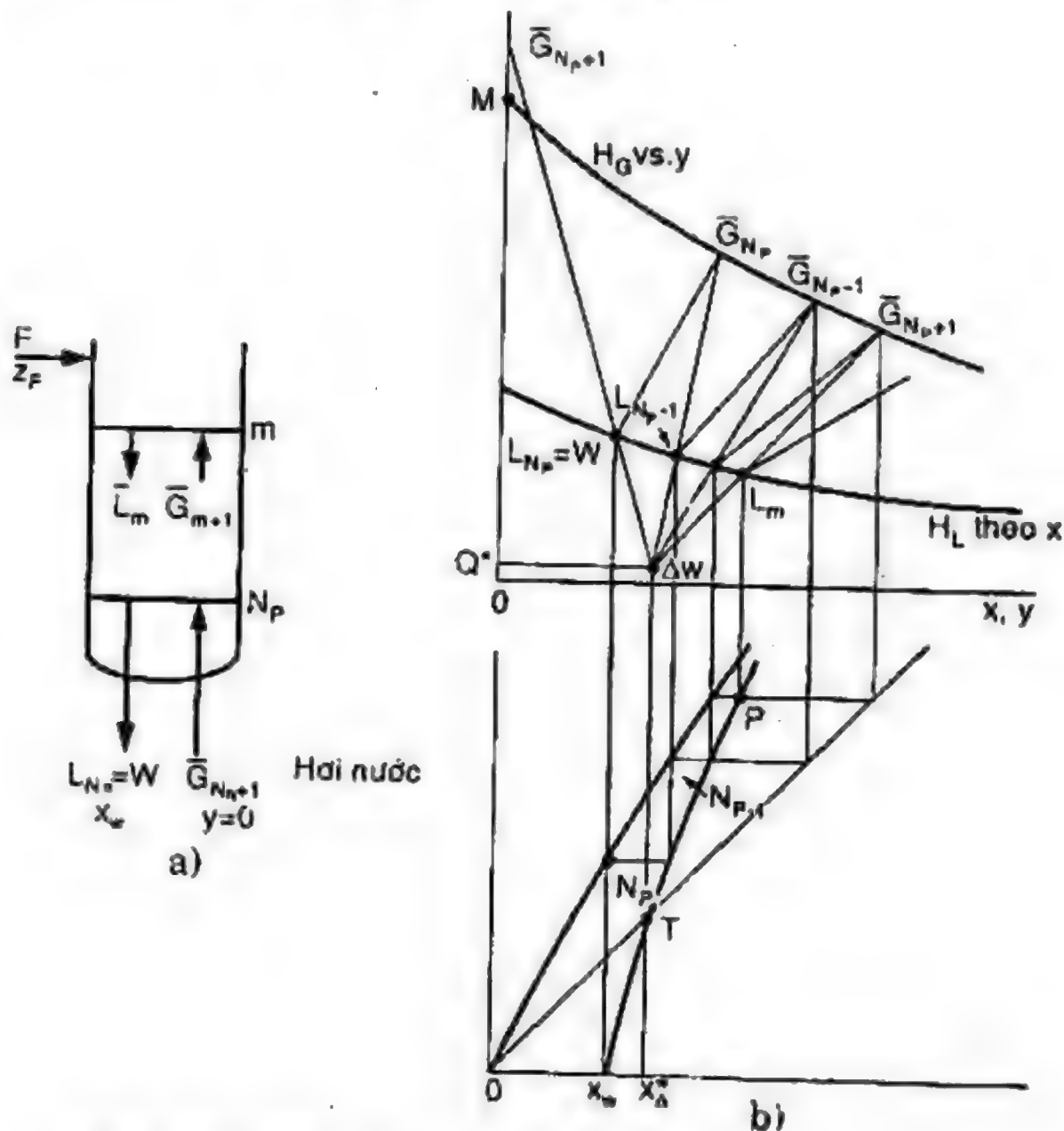
$$Q'' = \frac{\text{tổng lượng nhiệt lấy ra ở đáy tháp}}{\text{tổng số mol ra ở đáy tháp}} = \frac{W H_w - \bar{G}_{N_p+1} \cdot H_{G, N_p+1}}{W - \bar{G}_{N_p+1}}$$

với: $H_{\bar{G}_{N_p+1}}$ là enthalpy của hơi nước. Từ các biểu thức trên ta có:

$$\bar{L}_m x_m - \bar{G}_{m+1} y_{m+1} = \Delta_w x_w \quad (7.80)$$

$$\bar{L}_m H_{L_m} - \bar{G}_{m+1} \cdot H_{G, m+1} = \Delta_w Q'' \quad (7.81)$$

và
$$\frac{\bar{L}_m}{\bar{G}_{m+1}} = \frac{y_{m+1} - x_{\Delta_w}}{x_m - x_{\Delta_w}} = \frac{H_{G, m+1} - Q''}{H_{L_m} - Q''} \quad (7.82)$$



Hình 7.25: Dùng hơi nước cấp nhiệt trực tiếp

Các phương trình trên được biểu diễn trên hình 7.28, dòng hơi đưa vào ở trạng thái hơi quá nhiệt. Nếu là hơi bão hòa, điểm sẽ trùng với điểm M . Trên giản đồ xy , các phương trình cân bằng vật chất là:

$$F + \bar{G} = D + W \quad (7.83)$$

$$Fz_F = Dz_D + Wx_w \quad (7.84)$$

cân bằng vật chất tại mâm thứ m :

$$\bar{L}x_m = \bar{G}y_{m+1} + Wx_w \quad (7.85)$$

vì $\bar{L} = W$ nên trong trường hợp này hệ số góc đường làm việc phần chưng là:

$$\frac{\bar{L}}{G} = \frac{y_{m+1}}{x_m - x_w} \quad (7.86)$$

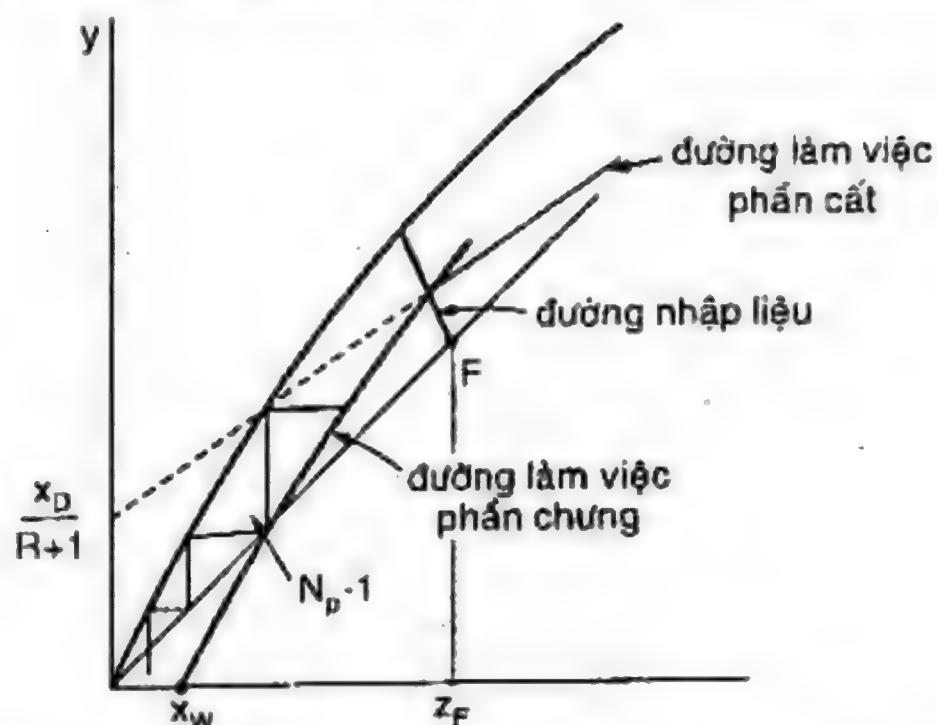
đường làm việc đi qua điểm $(x = x_w, y = 0)$ như trên hình 7.26.

Nếu hơi nước \bar{G}_{N_p+1} đi vào đáy tháp là quá nhiệt, nó sẽ làm bốc hơi pha lỏng ở mâm N_p để trở về trạng thái bão hòa, do đó suất lượng mol pha hơi \bar{G} đi trong phần chưng của tháp sẽ là

$$\bar{G} = \bar{G}_{N_p+1} \left(1 + \frac{H_{G,N_p+1} - H_{G,bh}}{r.M} \right) \quad (7.87)$$

và:
$$\bar{L} = \bar{G} - \bar{G}_{N_p+1} + \bar{L}_{N_p} \quad (7.88)$$

từ đó tính được tỉ số mol pha lỏng, pha hơi đi trong tháp.



Hình 7.26: Dùng hơi nước cấp nhiệt trực tiếp.
Biểu diễn trên giản đồ xy

7.4.7 Thiết bị ngưng tụ

Thiết bị ngưng tụ thường là một thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm. Nó có thể được đặt ở trên tháp để dòng hoàn lưu có thể tự chảy vào mâm trên cùng của tháp. Nhưng thông thường, để tiện trong việc xây dựng và làm vệ sinh, thiết bị ngưng tụ thường được đặt gần mặt đất và dùng bơm để đưa dòng hoàn lưu về đỉnh tháp. Điều này còn giúp cho việc điều khiển lưu lượng dòng hoàn lưu dễ dàng.

Chất tải nhiệt lạnh là nước. Áp suất trong tháp đủ lớn để nước có thể làm ngưng tụ hoàn toàn hơi ra ở đỉnh với một sai biệt nhiệt độ thích hợp. Trong trường hợp này, chi phí điều hành tháp sẽ tăng theo áp suất làm việc. Với những sản phẩm rất dễ bay hơi thì phải dùng chất tải nhiệt lạnh có nhiệt độ rất thấp.

Nếu sản phẩm đỉnh chỉ được ngưng tụ thành lỏng bão hòa thì nó phải được làm nguội tiếp xuống nhiệt độ thường trước khi đưa đi tồn trữ để tránh thất thoát do bay hơi.

7.4.8 Ngưng tụ một phần

Đôi khi quá trình ngưng tụ xảy ra không hoàn toàn, nhất là trong trường hợp sản phẩm đỉnh có nhiệt độ sôi thấp nên khó ngưng tụ hoàn toàn. Trong trường hợp này hơi ra ở đỉnh vào thiết bị ngưng tụ được làm nguội đủ để ngưng tụ cho dòng hoàn lưu L_o , dòng sản phẩm đỉnh lấy ra ở dạng hơi.

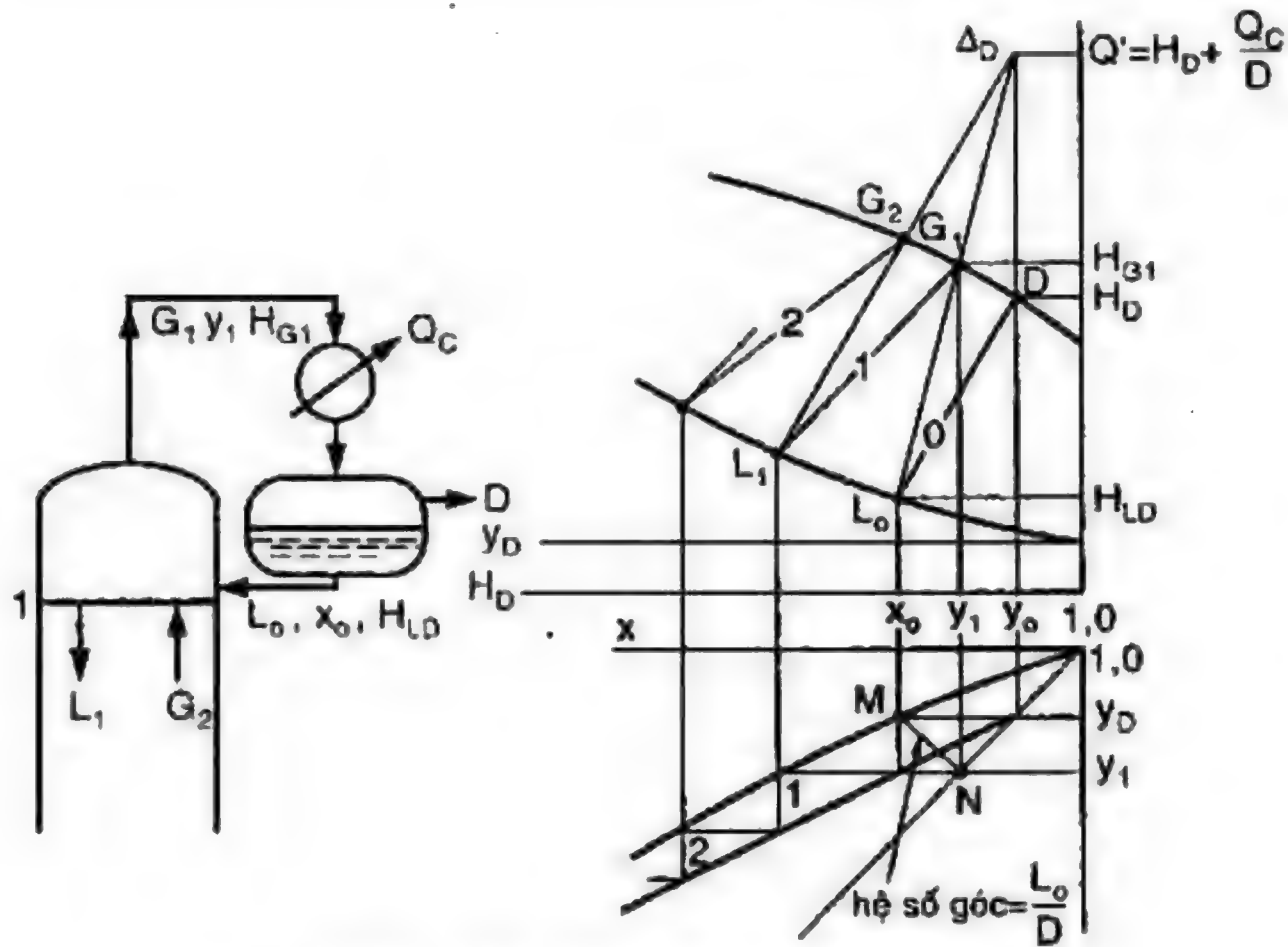
Ngưng tụ không hoàn toàn có thể xảy ra theo những trường hợp sau:

1- Nếu đủ thời gian tiếp xúc giữa hai pha lỏng hoàn lưu và hơi sản phẩm thì hai pha sẽ đạt trạng thái cân bằng và quá trình ngưng tụ là ngưng tụ cân bằng, thiết bị ngưng tụ xem như tương đương một mâm lý thuyết.

2- Nếu pha lỏng được lấy ra ngay sau khi được tạo thành thì đó là quá trình ngưng tụ vi phân.

3- Nếu quá trình được làm lạnh nhanh khiến cho quá trình truyền khối giữa hai pha là không đáng kể, khi đó hai pha hầu như có cùng thành phần.

Trong trường hợp thứ nhất, thành phần y_D và x_o có thể được tính theo phương pháp ngưng tụ cân bằng như hình 7.27. Đường làm việc phân cắt cho bởi cân bằng vật chất.



Hình 7.27: Ngưng tụ cân bằng

Bao hình I: $G = L + D$ (7.89)

$$G y_{n+1} = L x_n + D y_D$$
 (7.90)

Bao hình II: $G y_{n+1} + L x_0 = G y_1 + L x_n$ (7.91)

7.4.9 Dòng hoàn lưu ngược

Nếu hơi ra ở đỉnh được ngưng tụ và làm nguội đến dưới nhiệt độ sôi nên dòng hoàn lưu cũng ở trạng thái dưới điểm sôi, do đó khi trở lại tháp dòng hoàn lưu sẽ cần một lượng nhiệt để đưa nhiệt độ lên đến nhiệt độ sôi là $L_0 C_{L_0} M_{tb} (T_{Rbh} - T_R)$, trong đó T_{Rbh} và T_R lần lượt là nhiệt độ sôi và nhiệt độ thực của dòng hoàn lưu. Một lượng hơi trong tháp sẽ ngưng tụ là $L_0 C_{L_0} M_{tb} (T_{Rbh} - T_R) / (rM)_{tb}$ và lượng hơi ngưng tụ này sẽ nhập với L_0 tạo thành dòng lỏng L đi vào mâm trên cùng của tháp. Do đó:

$$L = L_0 + \frac{L_0 C_{L_0} M_{tb} (T_{Rbh} - T_R)}{(rM)_{tb}} = R D \left[1 + \frac{C_{L_0} M_{tb} (T_{Rbh} - T_R)}{(rM)_{tb}} \right] \quad (7.92)$$

Định nghĩa tỉ số hoàn lưu thực tế:

$$R' = \frac{L}{D} = \frac{L}{G - L} \quad (7.93)$$

và biểu thức tính R' theo R :

$$R' = R \left[1 + \frac{C_{Lo} M_{tb} (T_{Rbh} - T_R)}{(rM)_{tb}} \right] \quad (7.94)$$

Phương trình đường làm việc phần cất bây giờ sẽ là:

$$y_{n+1} = \frac{R'}{R'+1} x_n + \frac{x_D}{R'+1} \quad (7.95)$$

7.5 TÍNH QUÁ TRÌNH CHUNG CẤT BẰNG THÁP CHÊM

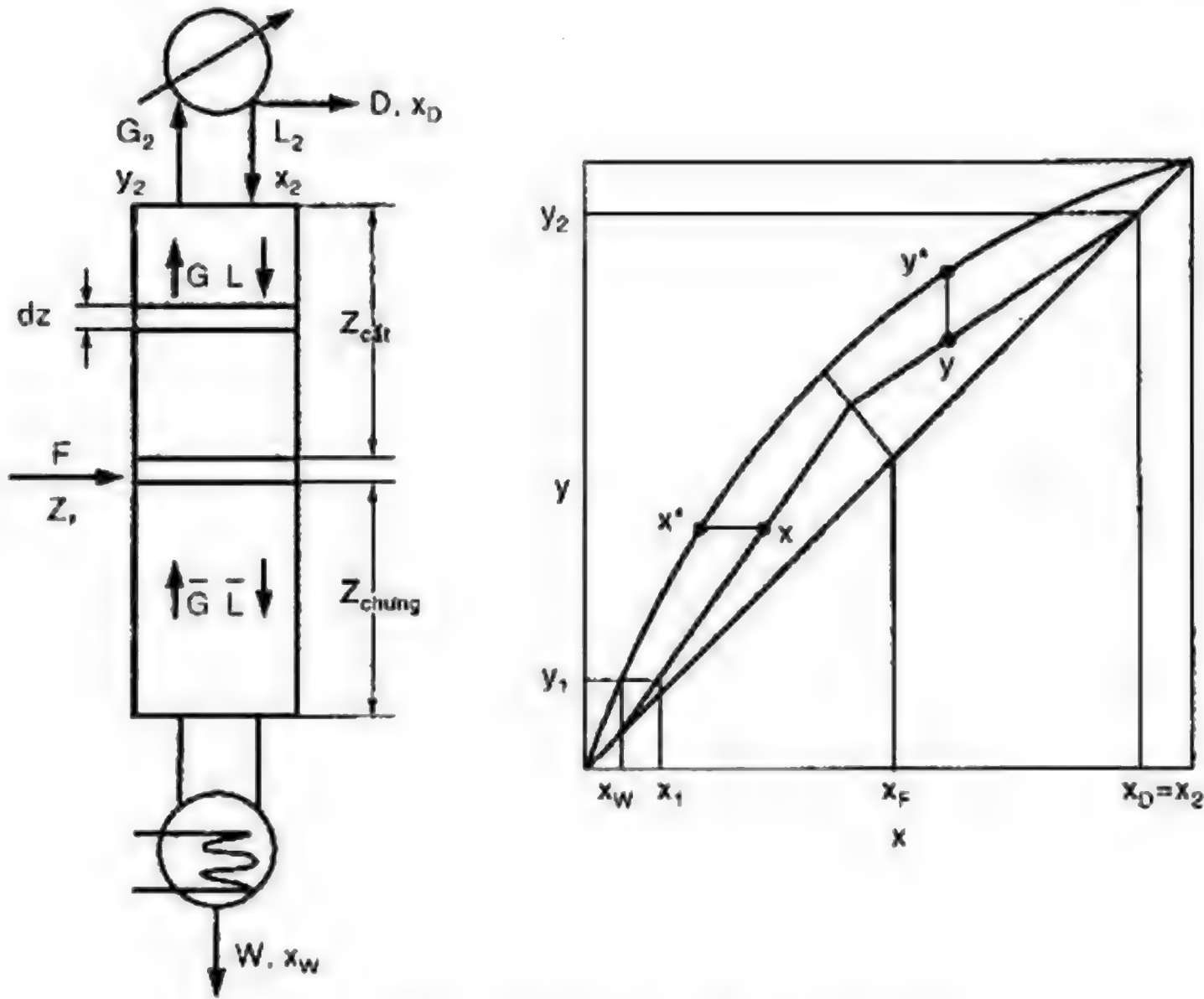
Sơ đồ hệ thống chưng cất bằng tháp chêm được trình bày trên hình 7.28, suất lượng mol dựa trên một đơn vị tiết diện tháp, $mol/s, m^2$. Xét một thể tích vi cấp tầng chêm có tiết diện là một đơn vị diện tích (m^2), chiều cao là $dZ(m)$, do đó có thể tích là $dZ(m^3)$, diện tích bề mặt vật chêm là $adZ(m^2)$. Lượng cấu tử A trong pha khí đi vào thể tích vi cấp này là $Gy (mol/s.m^2)$, tốc độ truyền khối giữa hai pha là $d(Gy)$. Tương tự, tốc độ truyền khối trong pha lỏng là $d(Lx)$. Trong quá trình chưng cất, L và G có thể xem như không đổi, quá trình truyền khối là nghịch dòng đẳng mol giữa hai pha, do đó $N_A = -N_B (mol/s.m^2)$. Thông lượng truyền khối là

$$N_A = \frac{d(Gy)}{adZ} = k'_y (y_i - y) = \frac{d(Lx)}{adZ} = k'_x (x - x_i) \quad (7.96)$$

$$\text{do đó: } Z_{cát} = \int_0^{Z_{cát}} dZ = \int_{(Gy)_a}^{(Gy)_2} \frac{d(Gy)}{k'_y a (y_i - y)} = \int_{(Lx)_a}^{(Lx)_2} \frac{d(Lx)}{k'_x a (x - x_i)} \quad (7.97)$$

tương tự, ta có biểu thức tích phân cho phần chưng với giới hạn tích phân thích hợp.

Với một điểm (x, y) bất kỳ trên đường làm việc, ta xác định được điểm (x_i, y_i) trên đường cân bằng tại giao điểm với đoạn thẳng có hệ số góc $-k'_x/k'_y = -k'_a/k'_y a$ vẽ từ (x, y) (H.7.28). Với $k'_x > k'_y$, trở lực truyền khối nằm trong pha hơi, do đó, xác định theo $(y_i - y)$ chính xác hơn theo $(x - x_i)$, do đó tích phân (7.97) lấy cho pha khí. Với $k'_x < k'_y$ thì lấy tích phân (7.97) cho pha lỏng.



Hình 7.28: Chung cất bằng tháp chêm

Với L, G không đổi trong mỗi phần của tháp, chiều cao một đơn vị truyền khối là:

$$H_{tG} = \frac{G}{k'_y a} \quad \text{và} \quad H_{tL} = \frac{L}{k'_x a} \quad (7.98)$$

có thể xem như không đổi (hoặc lấy giá trị trung bình trong mỗi phần của tháp). Do đó, phương trình (7.97) được viết là:

$$Z_{cát} = H_{tG} \int_{y_a}^{y_2} \frac{dy}{y_i - y} = H_{tG} \cdot N_{tG} \quad (7.99)$$

$$\text{hoặc} \quad Z_{cát} = H_{tL} \int_{x_a}^{x_2} \frac{dx}{x - x_i} = H_{tL} \cdot N_{tL} \quad (7.100)$$

và các biểu thức tương tự cho Z_{chung} . Để ý rằng hệ số truyền khối phụ thuộc trên suất lượng (khối lượng) của dòng mà đại lượng này thay đổi đáng kể theo vị trí tháp, mặc dù suất lượng mol không đổi, vì khối lượng mol thay đổi theo nồng độ. Do đó, không nên xem H_{tG} và H_{tL} là hằng số mà không có sự kiểm tra.

Thông thường, đường cân bằng trong mỗi phần không thẳng để có thể sử dụng hệ số truyền khối tổng quát K'_y hoặc K'_x . Tuy nhiên,

trong trường hợp đường cân bằng có thể xem là đường thẳng trong một khoảng nồng độ thì ta có thể viết

$$Z_{cát} = H_{tOG} \int_{y_u}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y} = H_{tOG} \cdot N_{tOG} \quad (7.101)$$

$$Z_{cát} = H_{tOL} \int_{x_u}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*} = H_{tOL} \cdot N_{tOL} \quad (7.102)$$

trong đó: $H_{tOG} = \frac{G}{K'_y a}$ và $H_{tOL} = \frac{L}{K'_x a}$ (7.103)

với $y^* - y$ là động lực truyền khối theo pha khí, $x - x^*$ là động lực truyền khối theo pha lỏng, và

$$\frac{1}{K'_y} = \frac{1}{k'_y} + \frac{m}{k'_x} \quad (7.104)$$

$$\frac{1}{K'_x} = \frac{1}{m k'_y} + \frac{1}{k'_x} \quad (7.105)$$

$$H_{tOG} = H_{tG} + \frac{mG}{L} H_{tL} \quad (7.106)$$

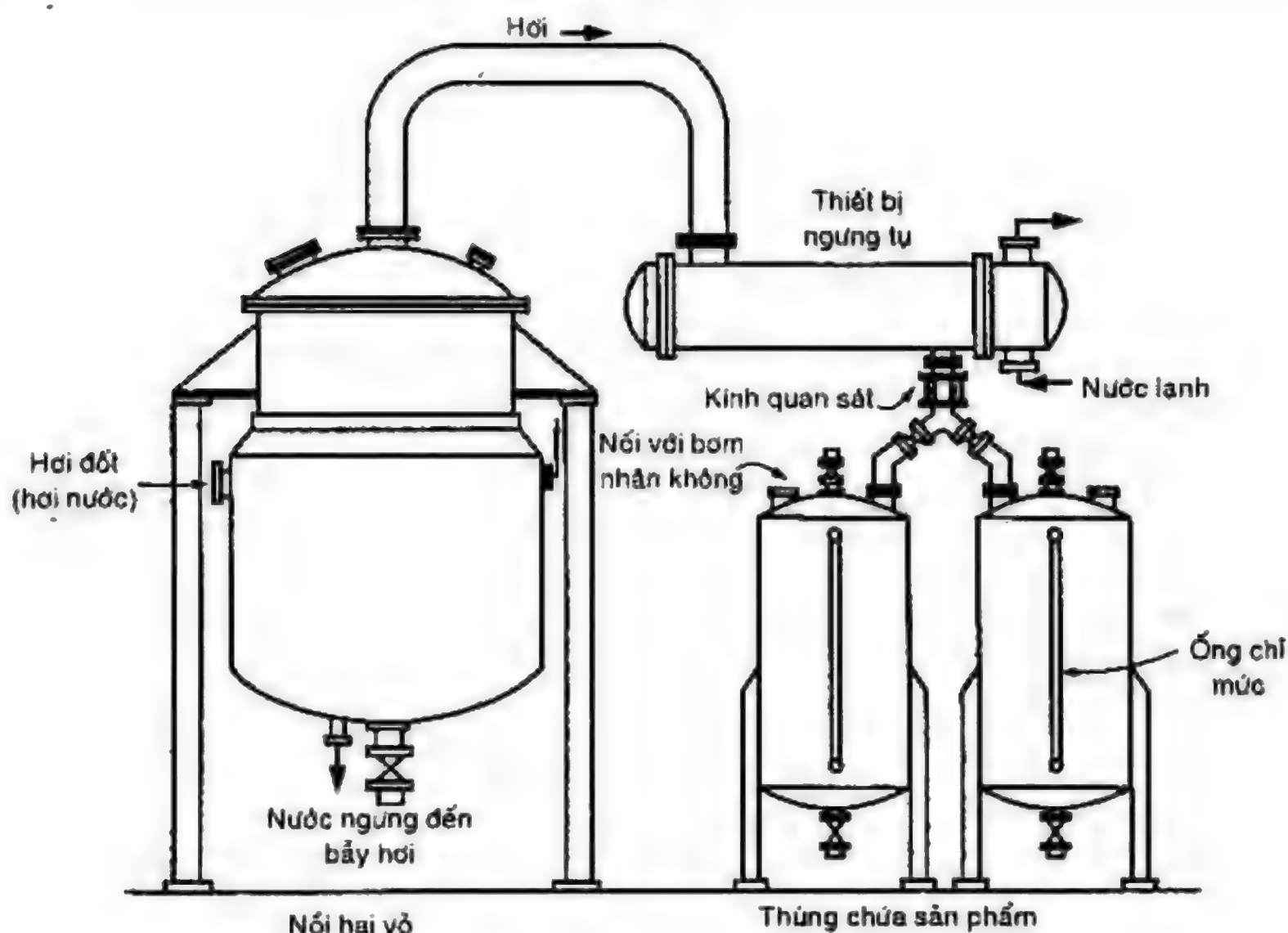
$$H_{tOL} = H_{tL} + \frac{L}{mG} H_{tG} \quad (7.107)$$

trong đó m là hệ số góc đường cân bằng thẳng.

7.6 CHƯNG CẤT ĐƠN GIẢN

1- Chưng cất đơn giản không hoàn lưu

Chưng cất đơn giản, hay cân bằng, là quá trình có một giai đoạn trong đó pha lỏng được cho bốc hơi, pha hơi tạo nên luôn luôn ở trạng thái cân bằng với pha lỏng còn lại trong nồi, và sau đó đến thiết bị ngưng tụ. Quá trình có thể thực hiện gián đoạn hoặc liên tục. Nếu thực hiện gián đoạn, nồng độ pha hơi thu được sẽ giảm dần theo thời gian chưng cất, do đó, sản phẩm thường được chứa trong từng bình riêng biệt. Sau khi hoàn tất quá trình, chất lỏng trong nồi được tháo ra chứa nhiều cấu tử khó bay hơi. Nếu quá trình thực hiện liên tục, thành phần sản phẩm sẽ không đổi.



Hình 7.29: Sơ đồ hệ thống chưng cất đơn giản

Chưng cất đơn giản thường được ứng dụng trong những trường hợp sau:

- Khi nhiệt độ sôi của hai cấu tử khác xa nhau.
- Khi không đòi hỏi sản phẩm có độ tinh khiết cao.
- Tách hỗn hợp lỏng ra khỏi tạp chất không bay hơi.
- Tách sơ bộ hỗn hợp nhiều cấu tử.

Xét quá trình chưng cất đơn giản hỗn hợp hai cấu tử A và B được thực hiện gián đoạn, như vậy thành phần và lượng sản phẩm luôn thay đổi theo thời gian. Giả sử tại thời điểm bất kỳ trong quá trình chưng cất, có L mol chất lỏng trong nồi có thành phần là x phần mol A và bốc hơi một lượng sản phẩm đỉnh là dD mol có thành phần là cân bằng với nồng độ pha lỏng. Ta có cân bằng vật chất như sau:

	Số mol tổng cộng	Cấu tử A
Số mol vào nồi	0	0
Số mol ra khỏi nồi	dD	$y^* dD$
Số mol tích tụ	dL	$d(Lx) = xdL + Ldx$
Vào – Ra = Tích tụ	$0 - dD = dL$	$0 = y^* dD = Ldx + xdL$

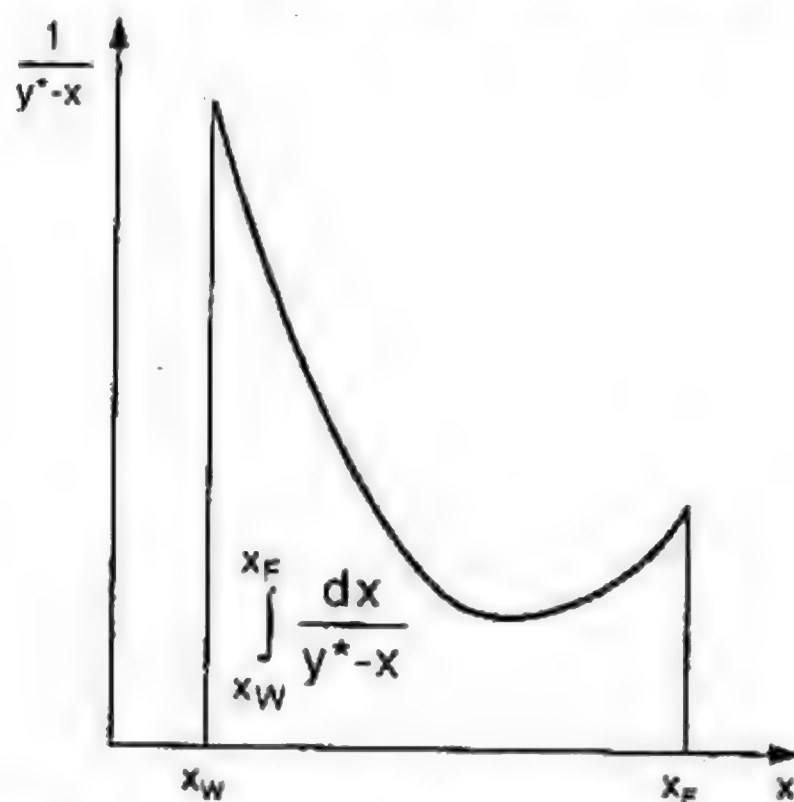
Từ kết quả trên ta được

$$y^* dL = Ldx + x dL \quad (7.108)$$

$$\int_W^F \frac{dL}{L} = \ln \frac{F}{W} = \int_{x_w}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \quad (7.109)$$

trong đó: F - số mol hỗn hợp có thành phần x_F đưa vào nồi lúc ban đầu; W - số mol còn lại trong nồi có thành phần; x_w - sau khi kết thúc quá trình.

Công thức (7.109) gồm bốn biến số F , W , x_F , x_w được dùng để xác định biến số thứ tư khi biết ba biến số còn lại. Vế phải (7.109) có thể lấy tích phân nếu biết quan hệ giữa y^* và x , nếu không phải lấy tích phân bằng đồ thị với dữ kiện lấy từ cân bằng lỏng - hơi của hệ.



Hình 7.30: Tính quá trình chưng cất đơn giản

Thành phần trung bình của sản phẩm chưng cất thu được có thể tính như sau:

$$Fx_F = Dy_{Dib} + Wx_w \quad (7.110)$$

Trong trường hợp độ bay hơi tương đối α không đổi, quan hệ giữa y^* và x được biểu diễn theo (7.2) phương trình (7.109) được lấy tích phân có dạng sau:

$$\ln \frac{F}{W} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{x_F(1 - x_w)}{x_w(1 - x_F)} + \ln \frac{1 - x_w}{1 - x_F} \quad (7.111)$$

hay ở dạng sau:

$$\log \frac{F x_F}{W x_w} = \alpha \log \frac{F(1-x_F)}{W(1-x_w)} \quad (7.112)$$

Ví dụ 7.4: Giả sử hỗn hợp trong ví dụ 7.1 gồm 50% *mol n-heptan* (A) và 50% *mol n-octan* (B) được đem chưng đơn giản ở áp suất thường để bốc hơi 60% *mol* pha lỏng. Tính thành phần trung bình của sản phẩm đỉnh và đáy.

Giải: Căn bản: $F = 100 \text{ mol}$; $x_F = 0,50$, $D = 60 \text{ mol}$; $W = 40 \text{ mol}$

Áp dụng phương trình (7.109): $\ln \frac{100}{40} = 0,916 = \int_{x_w}^{0,5} \frac{dx}{y^* - x}$

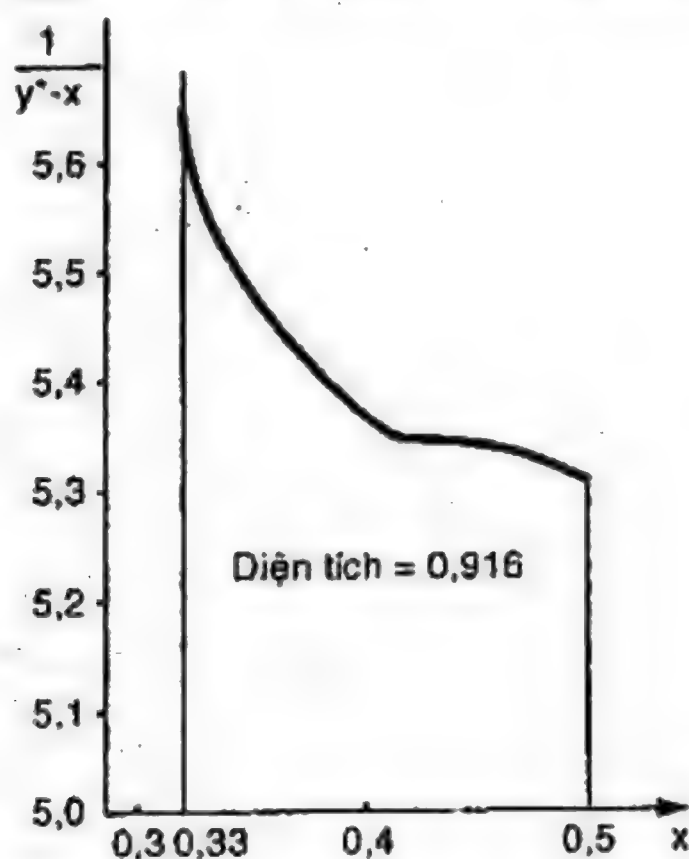
Từ dữ kiện cân bằng của ví dụ 7.1 ta tính được các giá trị sau:

x	0,50	0,46	0,42	0,38	0,34	0,32
y^*	0,689	0,648	0,608	0,567	0,523	0,497
$\frac{1}{y^* - x}$	5,29	5,32	5,32	5,35	5,50	5,65

Bằng cách thử dần trên đồ thị để tìm diện tích bên dưới đường cong $1/(y^* - x)$ theo x từ $x_F = 0,50$ bằng 0,916, ta được $x_w = 0,33$ phần *mol n-heptan* là nồng độ của hỗn hợp còn lại trong nồi. Thành phần trung bình của sản phẩm đỉnh được xác định theo (7.110)

$$100(0,50) = 60 y_{D_{tb}} + 40(0,33)$$

$$y_{D_{tb}} = 0,614 \text{ phần mol } n\text{-heptan}$$



Hình 7.31: Tích phân bằng đồ thị

Mặt khác, theo ví dụ 7.1, hệ có độ bay hơi trung bình là $\alpha = 2,16$ ở 1 atm. Theo (7.112):

$$\log \frac{100(0,50)}{40x_w} = 2,16 \log \frac{100(1-0,5)}{40(1-x_w)}$$

Giải ra ta được $x_w = 0,33$

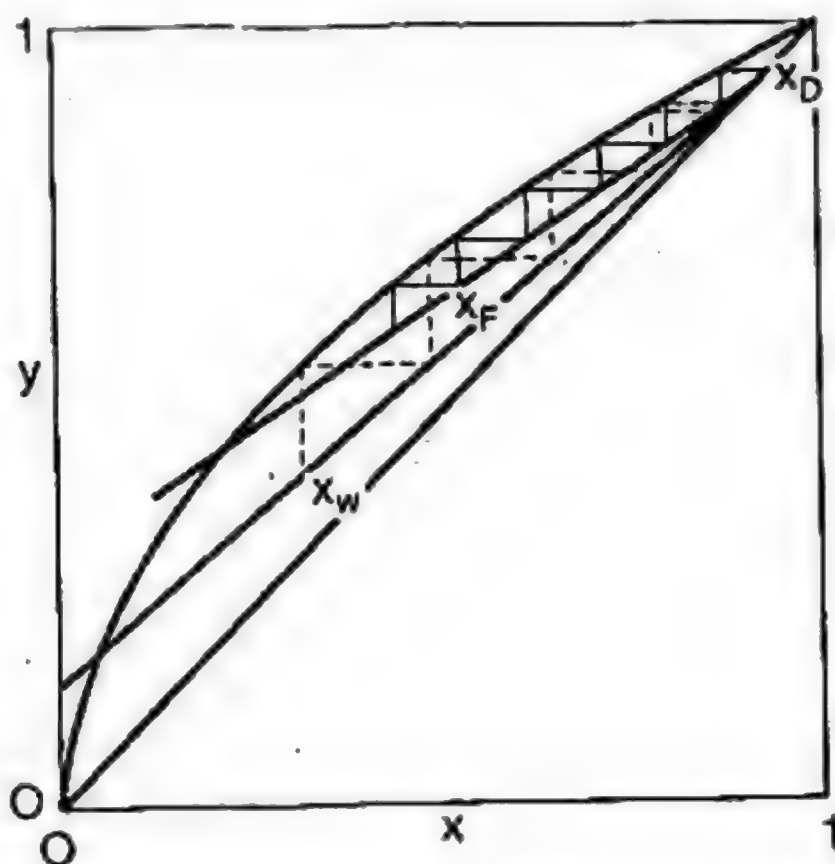
7.6.2 Chung cất gián đoạn có hoàn lưu

Chung cất đơn giản không có hoàn lưu không đạt được sự phân riêng tốt trừ khi độ bay hơi tương đối rất lớn. Trong nhiều trường hợp, một cột cất với dòng hoàn lưu được dùng để cải thiện hoạt động của cột. Nếu cột cất không quá lớn nó có thể được đặt lên trên nồi đun hoặc được đỡ bằng một bộ đỡ riêng với ống nối với nồi đun cho pha lỏng và pha hơi.

Hoạt động của nồi và cột cất gián đoạn được xác định bằng phương pháp McCabe - Thiele với phương trình đường làm việc phần cất giống như phần cất của chung cất liên tục.

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad (7.113)$$

Hệ có thể hoạt động để giữ nồng độ sản phẩm đỉnh không đổi bằng cách tăng tỉ số hoàn lưu khi thành phần của chất lỏng trong nồi thay đổi. Giản đồ McCabe-Thiele cho trường hợp này sẽ có các đường làm việc có hệ số góc khác nhau sao cho số mâm lý thuyết sử dụng không đổi để đi từ x_D và x_w tại thời điểm bất kỳ. Giản đồ được trình bày trên hình 7.32 với năm mâm lý thuyết bao gồm nồi đun. Đường làm việc trên ứng với nồng độ của hỗn hợp trong nồi bằng với nồng độ nhập liệu. (nồng độ x_w trong nồi hơi thấp hơn x_F do một lượng chất lỏng bị giữ trên các mâm). Đường làm việc dưới và đường nét đứt biểu diễn năm mâm lý thuyết cho thấy các điều kiện khi đã cất được một phần ba nhập liệu làm sản phẩm đỉnh. Để xác định tỉ số hoàn lưu cho giá trị x_D không đổi và một giá trị x_w cho trước ta cần phải dò dẫm vì bậc cuối cùng vẽ giữa đường làm việc và đường cân bằng phải chấm dứt đúng tại x_w . Bằng các phương trình cân bằng vật chất sẽ xác định được lượng sản phẩm đỉnh cất được và lượng sản phẩm còn lại trong nồi.



Hình 7.32: *Giản đồ McCabe-Thiele cho quá trình chưng cất gián đoạn có hoàn lưu. Đường làm việc trên ứng với điều kiện ban đầu. Đường làm việc dưới sau khi đã cất được một phần ba nhập liệu*

Một phương pháp khác để vận hành hệ thống cất gián đoạn là cố định tỉ số hoàn lưu và cho sản phẩm đỉnh có nồng độ thay đổi theo thời gian, quá trình cất sẽ dừng khi lượng sản phẩm đỉnh hay nồng độ trung bình của dòng sản phẩm tổng cộng đạt đến một giá trị nhất định. Trong trường hợp này các đường làm việc có hệ số góc không đổi được vẽ từ các giá trị x_D khác nhau và số bậc thang được vẽ để xác định x_w . Tổng số mol còn lại trong nồi được tính bằng cách lấy tích phân phương trình (7.109) với x_D bằng y và x bằng x_w .

Ví dụ 7.5: Một hỗn hợp metanol (A) - nước (B) có suất lượng 2500 kg/h, thành phần metanol là 50% khối lượng ở 25°C, được đưa vào tháp chưng cất liên tục ở áp suất 1 atm để cho sản phẩm đỉnh chứa 95% metanol và sản phẩm đáy chứa 1% metanol (theo khối lượng). Nhập liệu được gia nhiệt trước bên ngoài bằng cách cho trao đổi nhiệt với dòng sản phẩm đáy để nhiệt độ dòng sản phẩm đáy còn 38°C. Hơi ra ở đỉnh được ngưng tụ hoàn toàn và dòng hoàn lưu ở điểm sôi. Tỉ số hoàn lưu sử dụng bằng 1,5 lần tỉ số hoàn lưu tối thiểu. Xác định:

- Suất lượng các dòng sản phẩm
- Enthalpy của dòng nhập liệu và của các dòng sản phẩm
- Tỉ số hoàn lưu tối thiểu
- Số mâm lý thuyết tối thiểu
- Nhiệt tải của thiết bị ngưng tụ và nồi đun ở tỉ số hoàn lưu đã cho

f) Số mâm lý thuyết và suất lượng các dòng đi trong tháp (giả sử không đổi trong mỗi phần của tháp).

g) Nếu hơi nước bão hòa có áp suất dư là 0,68 atm được dùng để cấp nhiệt trực tiếp cho tháp, xác định suất lượng hơi sử dụng, thành phần sản phẩm đáy và số mâm lý thuyết

Giải: a) Phân tử lượng của metanol = 32,04, của nước = 18,02

Cần bản tính: 1h hoạt động. Định nghĩa suất lượng các dòng theo kmol/h.

$$F = \frac{2500 \times 0,5}{32,04} + \frac{2500 \times 0,5}{18,02} = 39 + 69,4 = 108,4 \text{ kmol/h}$$

$$z_F = \frac{39}{108,4} = 0,36 \text{ phần mol metanol.}$$

Phân tử lượng trung bình của nhập liệu

$$M_{tbF} = \frac{2500}{108,4} = 23,1 \text{ kg/kmol}$$

$$x_D = \frac{95/32,04}{95/32,04 + 5/18,02} = \frac{2,94}{3,217} = 0,915 \text{ phần mol metanol}$$

$$x_w = \frac{1/32,04}{1/32,04 + 99/18,02} = \frac{0,0312}{5,53} = 0,00565 \text{ phần mol metanol}$$

$$M_{tbD} = \frac{100}{3,127} = 31,1 \text{ kg/kmol}; \quad M_{tbw} = \frac{100}{5,53} = 18,08 \text{ kg/kmol}$$

Phương trình (7.48): $108,4 = D + W$

$$(7.49): \quad 108,4 \times 0,36 = D(0,915) + W(0,00565)$$

Giải hai phương trình trên ta được

$$D = 42,2 \text{ kmol/h hay } 42,2 (31,1) = 1310 \text{ kg/h}$$

$$W = 66,2 \text{ kmol/h hay } 66,2 (18,08) = 1190 \text{ kg/h.}$$

b) Cân bằng lỏng - hơi cho hỗn hợp metanol - nước ở 1 atm

T, °C	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5
x	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
y	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87	91,5	95,8	100

với x, y là phân mol metanol trong pha lỏng và pha hơi.

Tính enthalpy của hỗn hợp lỏng ở trạng thái bão hòa

Nhiệt dung dịch trong trường hợp này là $\Delta H_S = -3055 \text{ kJ/mol metanol.}$

Xét trường hợp $x = 0,3$ phần mol metanol, do đó theo (7.10)

$$H_L = C_L(t_L - t_o)M_{tb} + \Delta H_S = 3,86 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

nhiệt độ sôi: $t_L = 78^\circ\text{C}$; nhiệt độ chuẩn: $t_o = 20^\circ\text{C}$; $M_{tb} = 22,2$

$$H_L = 3,86 (78 - 20) 22,2 - (3055) 0,3 = 4079 \text{ kJ/kmol hỗn hợp}$$

Tính enthalpy của hỗn hợp hơi ở trạng thái bão hòa.

$x = 0,3$ thì pha hơi cân bằng có thành phần là $y = 0,665$ phần mol metanol, điểm sương là $t_G = 78^\circ\text{C}$, ở nhiệt độ này ẩn nhiệt hóa hơi của metanol là 1100 kJ/kg , của nước là 2260 kJ/kg . Nhiệt dung riêng của metanol là $2,58 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$, của nước là $4,18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$. Theo (7.11):

$$\begin{aligned} H_G &= y[C_{L_A}M_A(t_G - t_o) + r_A M_A] + (1 - y)[C_{L_B}M_B(t_G - t_o) + r_B M_B] \\ &= 0,665 [2,58 \times 32,04 (78 - 20) + 1100 \times 32,04] + \\ &\quad + (1 - 0,665)[4,18 \times 18,02 (78 - 20) + 2260 \times 18,02] \\ &= 41732,2 \text{ kJ/kmol hh} \end{aligned}$$

Từ cân bằng lỏng - hơi, nhiệt độ sôi của sản phẩm đáy là $98,9^\circ\text{C}$.

Nhiệt dung riêng của sản phẩm đáy là $4,17 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$, của nhập liệu là $3,85 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$.

Cân bằng nhiệt lượng quanh thiết bị trao đổi nhiệt để đun trước nhập liệu: $2500 \times 3,85 (t_F - 25) = 1190 \times 4,17 (98,9 - 38)$

$t_F = 56,5^\circ\text{C}$ là nhiệt độ dòng nhập liệu đi vào tháp (nhiệt độ sôi của nhập liệu là $76,1^\circ\text{C}$).

Với dung dịch nhập liệu $\Delta H_S = -977,8 \text{ kJ/kmol hỗn hợp}$, do đó hàm nhiệt của nhập liệu ở $56,5^\circ\text{C}$ là:

$$H_F = 3,85 (56,5 - 20) (23,1) - 977,8 = 2268,3 \text{ kJ/kmol hỗn hợp}$$

Từ hình 7.32: $H_D = H_{L_o} = 3650 \text{ kJ/kmol hỗn hợp}$

$$H_w = 6000 \text{ kJ/kmol hỗn hợp}$$

c) Vẽ đối tuyến ($x = 0,37$; $y = 0,71$) kéo dài qua điểm F trên đồ thị H_{xy} . Tại Δ_{D_m} có $Q_m = 60500 \text{ kJ/kmol}$; $H_{G_1} = 38500 \text{ kJ/kmol}$

theo phương trình (7.44): $R_m = \frac{60500 - 38500}{38500 - 3650} = 0,63$

Trên giản đồ xy (H.7.34), nhiệt độ sôi của nhập liệu là $76,1^\circ\text{C}$.

Tra trên giản đồ H_{xy} : $H_{G_F} = 44000 \text{ kJ/kmol}$; $H_{L_F} = 4000 \text{ kJ/kmol}$.

$$q = \frac{H_{GF} - H_F}{H_{GF} - H_{LF}} = \frac{44000 - 2268}{44000 - 4000} = 1,04$$

Hệ số góc đường nhập liệu:

$$\frac{q}{q-1} = \frac{1,04}{1,04-1} = 26$$

Xác định các điểm D , F , W trên đường 45° . Vẽ đường nhập liệu qua điểm F có hệ số góc 26. Đường làm việc phần cất ứng với R_m đi qua D và giao điểm đường nhập liệu với đường cân bằng cho tung độ góc bằng $\frac{x_D}{R_m+1} = \frac{0,915}{R_m+1} = 0,56$. Suy ra: $R_m = 0,63$

Tỉ số hoàn lưu làm việc $R = 1,5$; $R_m = 1,5 \times 0,63 = 0,945$

d) Số mâm lý thuyết tối thiểu khi đường làm việc trùng với đường 45° . Xác định được là 5 mâm lý thuyết kể luôn nồi đun là một mâm lý thuyết.

e) Phương trình (7.39) cho:

$$R = \frac{Q' - 38500}{38500 - 3650} = 0,945; \quad Q' = 71433 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Theo (7.35): } Q' = \frac{Q_c}{D} + H_D \Rightarrow Q_c = (Q' - H_D) D$$

$$Q_c = (71433 - 3650) 42,2 = 2,86 \times 10^6 \text{ kJ/h} \approx 795 \text{ kW}$$

$$\text{Theo (7.50): } 108,4 (2268,3) = 42,2 (71433) + 66,2 (Q'')$$

$$Q'' = H_w - \frac{Q_D}{W} \Rightarrow Q_D = (H_w - Q'') W$$

$$Q_D = (6000 + 41822) 66,2 = 3,166 \times 10^6 = 880 \text{ kW.}$$

f) Theo phương pháp Ponchon - Savarit, (H.7.29 và H.7.30), cũng xác định được 9 mâm lý thuyết (kể cả nồi đun), do đó có 8 mâm lý thuyết.

Suất lượng các dòng đi trong tháp.

$$\text{Phần cất: } L = L_o = RD = 0,945 \times 42,2 = 39,88 \text{ kmol/h}$$

$$G = L_o + D = 39,88 + 42,2 = 82,08 \text{ kmol/h}$$

Phần chưng:

$$\bar{G} = F(q - 1) + G = 108,4 (1,04 - 1) + 82,08 = 86,42 \text{ kmol/h}$$

$$\bar{L} = Fq + L = 108,4 \times 1,04 + 39,88 = 152,6 \text{ kmol/h}$$

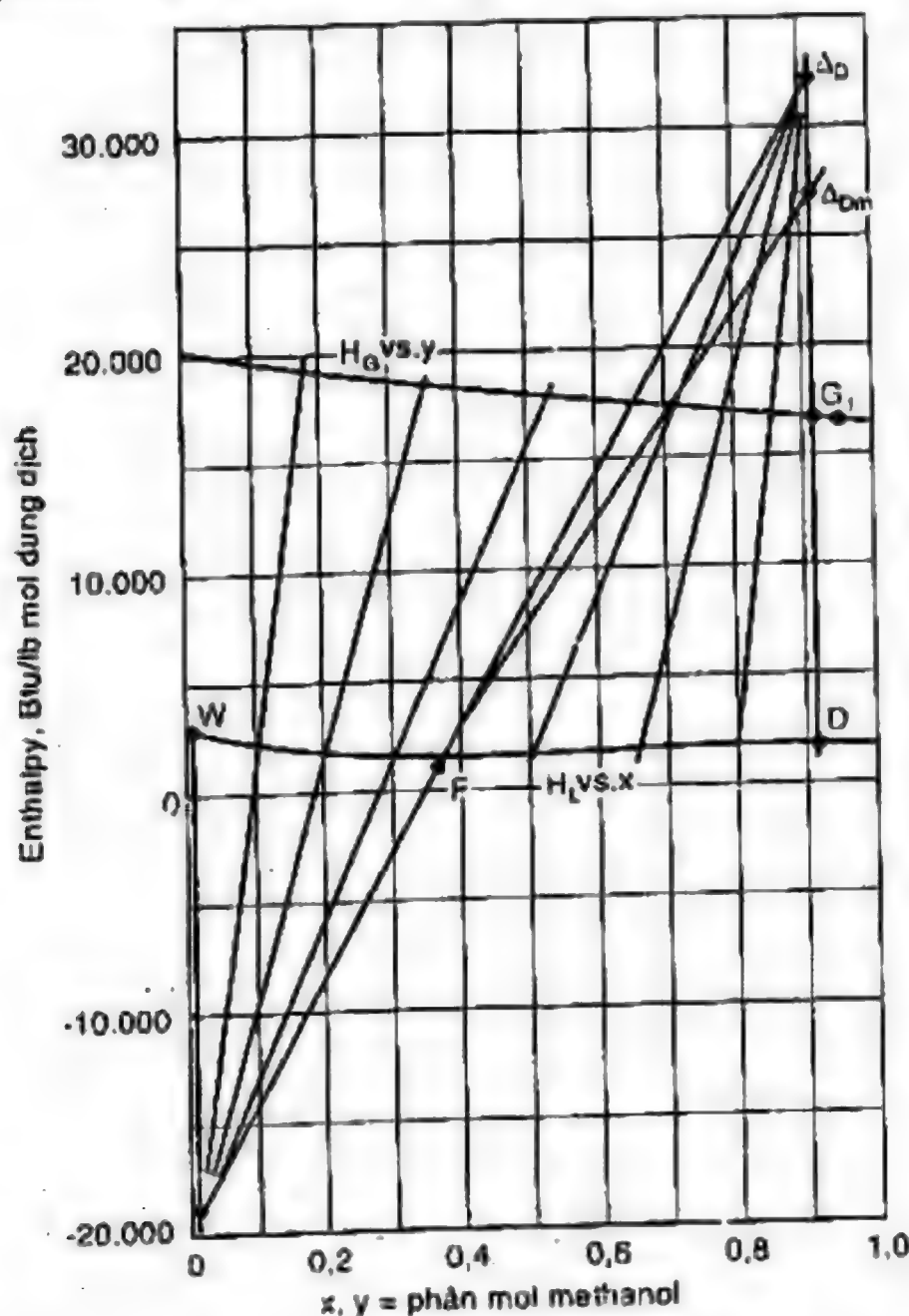
g) Sử dụng hơi nước để cấp nhiệt trực tiếp: Tra bảng hơi nước ta có tính chất hóa lý của hơi nước bão hòa ở áp suất dư 0,68 atm là 114,5°C, enthalpy của hơi bão hòa là 2706 kJ/kg so với nước ở trạng thái lỏng tại nhiệt độ 0°C. Khi đi vào tháp sẽ dần nở đoạn nhiệt tới áp suất trong tháp, hơi sẽ quá nhiệt với cùng trị số enthalpy trên. Enthalpy của nước ở nhiệt độ chuẩn 20°C là 83,9 kJ/kg so với nhiệt độ 0°C. Vậy:

$$H_{G_{N_i+1}} = (2706 - 83,9) (18,02) = 47198 \text{ kJ/kmol}$$

Phương trình: (7.76): $108,4 + \bar{G}_{N_i+1} = 42,2 + W$

(7.77): $108,4 \times 0,36 = 42,2 \times 0,915 + \dot{W}x_w$

(7.78): $108,4 \times 2268,3 + 47198 \bar{G}_{N_i+1} = 42,2 \times 3650 + WH_w + 2860.000$



Hình 7.33: Giản đồ enthalpy - nồng độ cho ví dụ 7.5
(1 Btu = 252 cal; 1 lbmol = 0,454 kmol)

Vì sản phẩm đáy chủ yếu là nước nguyên chất nên có thể xem như enthalpy của nước lỏng ở nhiệt độ sôi $98,9^{\circ}\text{C}$.

$$H_w = 332 \text{ kJ/kg} = 5980 \text{ kJ/kmol}$$

Giải các phương trình trên với giá trị H_w vừa có, ta được:

$$W = 143 \text{ kmol/h}; \quad \bar{G}_{N_i+1} = 76,8 \text{ kmol/h}$$

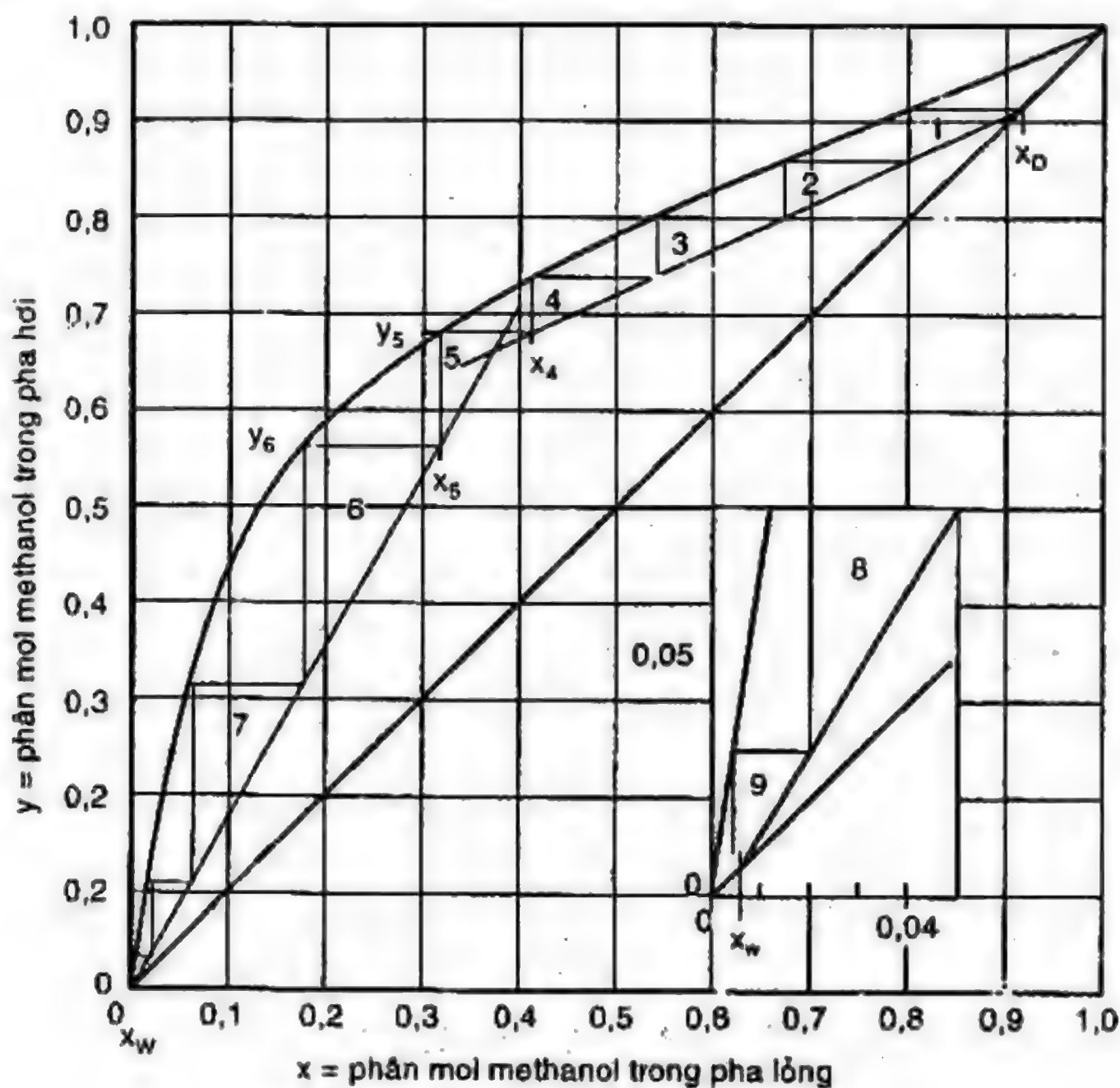
$$x_w = 0,003 \text{ phần mol metanol}$$

$$x_{\Delta w} = \frac{Wx_w}{W - \bar{G}_{N_i+1}} = \frac{143 \times 0,003}{143 - 76,8} = 0,0065$$

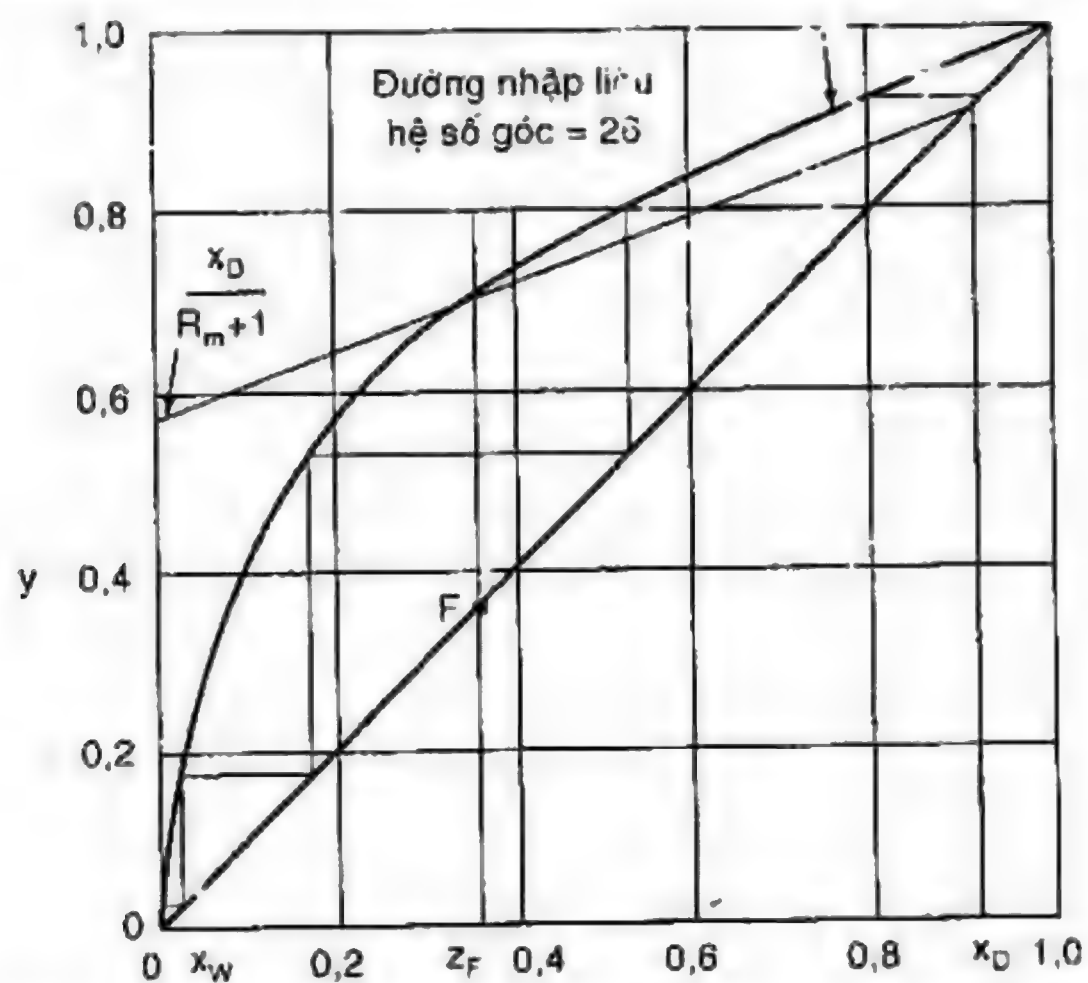
$$Q'' = \frac{WH_w - \bar{G}_{N_i+1} \cdot H_{G, N_i+1}}{W - \bar{G}_{N_i+1}}$$

$$= \frac{(143 \times 5980) - (76,8 \times 47198)}{143 - 76,8} = 41838 \text{ kJ/kmol}$$

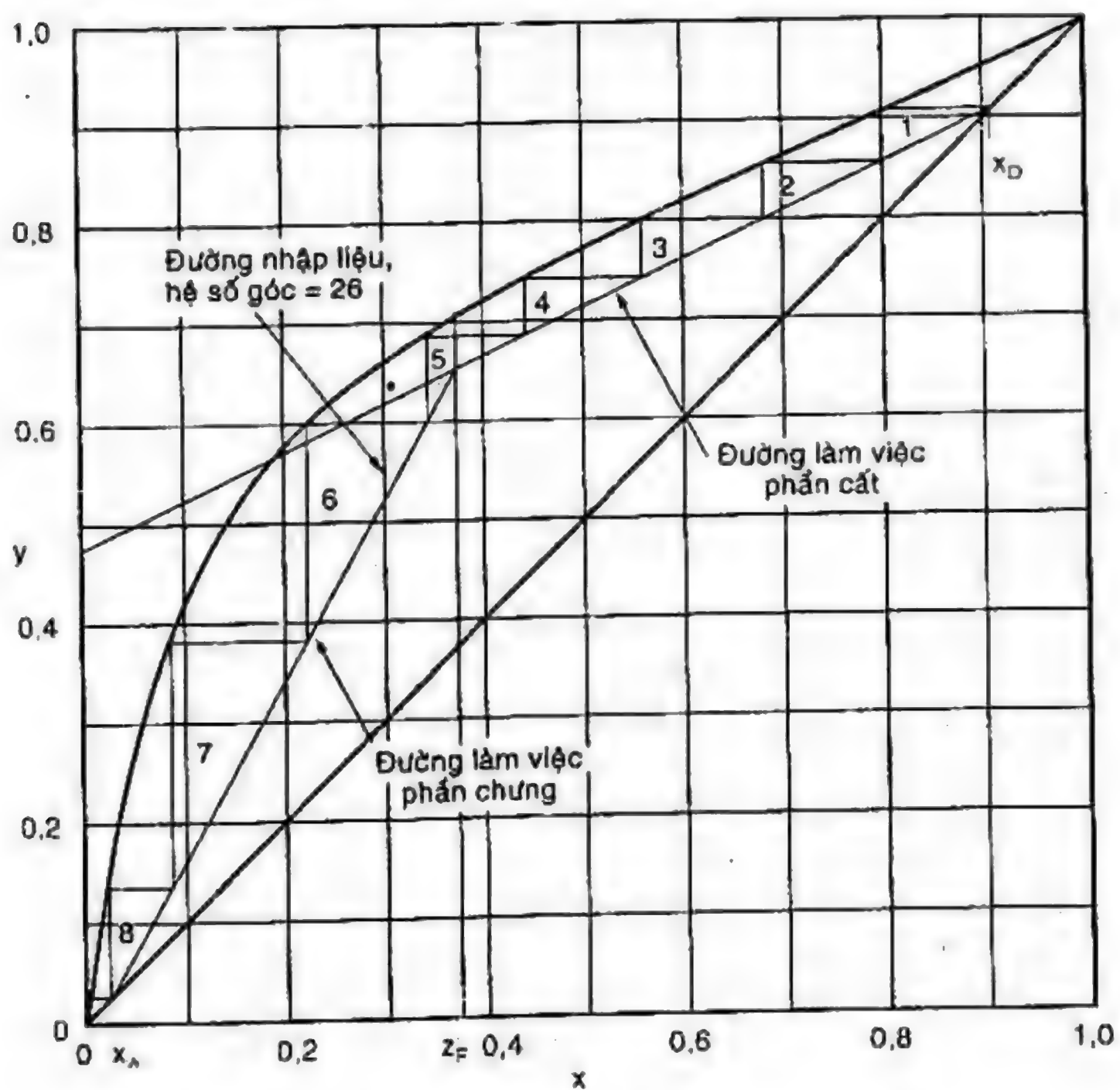
Giải trên đồ thị H_{xy} và xy tương tự như hình 7.25.



Hình 7.34: Giải đồ xy cho ví dụ 7.5



Hình 7.35: Lời giải cho ví dụ 7.5 theo McCabe - Thiele



Hình 7.36: Xác định số mâm lý thuyết

BÀI TẬP

7.1. Một hỗn hợp chứa 40% *mol metanol*, 35% *mol etanol* và 25% *mol n-propanol*. Giả sử hỗn hợp lỏng của ba cấu tử này là lý tưởng, và áp dụng được định luật khí lý tưởng ở áp suất tuyệt đối 1 *atm*.

a) Tính nhiệt độ hỗn hợp bắt đầu sôi và thành phần pha hơi cân bằng.

b) Điểm sương và thành phần pha lỏng cân bằng.

7.2. Dữ kiện cân bằng lỏng - hơi ở áp suất tuyệt đối 1 *atm* và nhiệt dung dịch của hệ acetone (A) - nước (B) như sau:

x, phân mol A trong pha lỏng	Nhiệt dung dịch ở 15°C, <i>kJ/kg mol</i>	y*, phân mol A cân bằng trong pha hơi	Nhiệt độ, (°C)	Nhiệt dung riêng ở 15°C, <i>kJ/kg °C</i>
0,00	0	0,00	100	4,18
0,01		0,25	91,6	4,17
0,02	- 188,0	0,43	86,5	4,15
0,05	- 446,1	0,62	75,7	4,12
0,10	- 667,0	0,76	66,6	4,02
0,15	- 768,0	0,80	63,4	3,89
0,20	- 784,2	0,82	62,2	3,80
0,30	- 717,0	0,83	61	3,55
0,40	- 508,1	0,84	60,4	3,34
0,50	- 349,2	0,85	60	3,14
0,60	- 252	0,86	59,5	2,93
0,70		0,87	59	2,76
0,80		0,90	58	2,55
0,90		0,94	57,5	2,38
0,95		0,96	57	2,30
1,00		1,00	56,5	2,30

Nhiệt hóa hơi của acetone, <i>kJ/kg</i>	561	540,5	508	480	471
của nước, <i>kJ/kg</i>	2441	2433	2400	2282	2253
Nhiệt độ (°C)	20	38	65	93	100

a) Vẽ đồ thị H_{xy} cho hệ ở 15°C (nhiệt độ chuẩn).

b) Hỗn hợp hơi bão hòa ở 1 *atm* chứa 50% *mol acetone* và 50% *mol nước* được cho ngưng tụ cân bằng để được pha lỏng chứa 50% *mol*

hỗn hợp hơi. Tính thành phần pha hơi, pha lỏng cân bằng, nhiệt độ, nhiệt lượng cần phải lấy ra cho 1 kg mol nhập liệu ($kJ/kg\ mol$).

7.3. Hỗn hợp aceton - nước chứa 25% aceton theo khối lượng được đem chưng cất phân đoạn ở 1 atm với suất lượng 5000 kg/h. Quá trình nhằm thu hồi 99,5% aceton trong nhập liệu vào dòng sản phẩm đỉnh có thành phần 99% aceton theo khối lượng. Nhập liệu ban đầu ở 27°C được gia nhiệt trước bằng cách cho trao đổi nhiệt với dòng sản phẩm đáy để làm nguội dòng sản phẩm đáy xuống còn 52°C. Hơi sản phẩm đỉnh được ngưng tụ hoàn toàn ra thành lỏng bão hòa, một phần hoàn lưu, phần còn lại làm nguội xuống 38°C làm sản phẩm đỉnh. Nước trong thiết bị ngưng tụ và làm nguội có nhiệt độ đầu 27°C, nhiệt độ cuối 40°C. Tỉ số hoàn lưu là $L_0/D = 1,8$. Sử dụng hơi nước trực tiếp cung cấp vào đáy tháp, hơi nước có áp suất dư là 0,8 atm. Tháp được cách nhiệt nên lượng nhiệt tổn thất xem như không đáng kể. Hãy tính:

- Suất lượng và thành phần có dòng sản phẩm hoàn lưu
- Nhiệt tải ở thiết bị ngưng tụ và thiết bị làm nguội, suất lượng nước sử dụng
- Suất lượng hơi nước cung cấp cho đáy tháp
- Số mâm lý thuyết và vị trí mâm nhập liệu
- Suất lượng, kg/h của dòng lỏng và dòng hơi đi qua các mâm đỉnh, nhập liệu và mâm cuối cùng.

7.4. a) Tính và vẽ cân bằng lỏng - hơi cho hệ benzen - toluen ở áp suất 1 atm trên các đồ thị T_{xy} , H_{xy} và xy

b) Tháp chưng cất hỗn hợp nhập liệu benzen - toluen có thành phần benzen là 40%. Sản phẩm đỉnh chứa 99% benzen, sản phẩm đáy chứa 0,5% benzen. Nhập liệu nguội và mỗi mol nhập liệu sẽ làm ngưng tụ 0,4 mol hơi tại mâm nhập liệu. Tỉ số hoàn lưu bằng 1,5 R_{min} và dòng hoàn lưu ở nhiệt độ sôi. Tính số mâm tối thiểu, tỉ số hoàn lưu tối thiểu và số mâm lý thuyết cần thiết cho quá trình chưng cất trên.

TRÍCH LY CHẤT LỎNG

Quá trình trích ly chất lỏng là quá trình tách chất hòa tan bằng một chất lỏng khác (dung môi) không hòa tan. Khi phân riêng bằng chưng cất không hiệu quả hoặc rất khó thì trích ly chất lỏng là phương pháp chính được nghĩ đến để thay thế. Hỗn hợp gồm các chất có nhiệt độ sôi gần nhau không thể phân riêng bằng chưng cất, ngay cả ở áp suất thấp, có thể được phân riêng bằng trích ly dựa trên độ hòa tan khác nhau của chúng thay vì dựa trên sự khác biệt áp suất hơi.

Quá trình trích ly chất lỏng được sử dụng rộng rãi trong công nghiệp hóa chất, thực phẩm, lọc hóa dầu và hóa dược. Ví dụ quá trình tách acid acetic từ dung dịch loãng với nước bằng một số dung môi hữu cơ (ví dụ acetat etil). Trong trường hợp này, chưng cất vẫn có thể thực hiện được nhưng không có hiệu quả kinh tế và sử dụng quá trình trích ly sẽ làm giảm đáng kể lượng nước cần phải bốc hơi trong chưng cất. Trong lĩnh vực hóa dược, penicillin được tách từ hỗn hợp lên men bằng quá trình trích ly chất lỏng bằng dung môi acetat butil.

Một trong những công dụng chính của quá trình trích ly chất lỏng là phân riêng các sản phẩm dầu mỏ có cấu trúc hóa học khác nhau nhưng nhiệt độ sôi gần giống nhau. Phân đoạn dầu nhờn (nhiệt độ sôi $> 300^{\circ}\text{C}$) được trích bằng các dung môi phân cực có nhiệt độ sôi thấp như phenol, furfural, pyrrolidon metil để trích các chất thơm và để lại hầu như paraffin và naphthen trong dầu. Các chất thơm có đặc trưng nhiệt độ - độ nhớt thấp nhưng không thể được phân riêng bằng chưng cất vì các cấu tử này có khoảng nhiệt độ sôi trùng lấp. Tương tự các chất thơm được trích bằng các dung môi phân cực có nhiệt độ sôi cao và pha trích sẽ được chưng cất để thu được benzen, toluen và xylen nguyên chất. Dung môi rất tốt cho trường hợp này là hợp chất vòng sulfolan, $\text{C}_4\text{H}_8\text{SO}_2$, có tính lựa chọn cao với các chất thơm và độ bay hơi rất thấp (nhiệt độ sôi 290°C).

Khi cần lựa chọn giữa quá trình chưng cất và trích ly thì thường là chưng cất được lựa chọn, dù phải cần có quá trình đun nóng bốc hơi và làm lạnh ngưng tụ. Trong quá trình trích ly, dung môi phải được thu hồi (thường bằng phương pháp chưng cất) để dùng lại và một quá trình như vậy sẽ phức tạp và tốn kém hơn là quá trình chỉ có chưng cất. Tuy nhiên, quá trình trích ly cho ta sự linh động trong việc lựa chọn các điều kiện vận hành vì loại và lượng dung môi sử dụng cũng như nhiệt độ vận hành có thể thay đổi trên một khoảng rộng. Do đó, trong nhiều trường hợp, sự lựa chọn quá trình nào cần phải dựa trên một khảo sát so sánh giữa hai quá trình. Quá trình trích ly chất lỏng tiến hành qua hai giai đoạn sau:

Giai đoạn đầu: Là giai đoạn trộn lẫn, phân tán hai pha vào với nhau để tạo sự tiếp xúc pha tốt cho dung chất truyền từ hỗn hợp đầu vào dung môi. Nếu thời gian tiếp xúc pha đủ thì quá trình truyền vật chất xảy ra cho đến khi đạt cân bằng giữa hai pha.

Giai đoạn kế tiếp: Là giai đoạn tách pha, hai pha tách ra dễ dàng hay không tùy thuộc vào sự sai biệt khối lượng riêng giữa hai pha. Một pha là pha trích gồm chủ yếu dung môi và dung chất, một pha gọi là pha rafinat gồm chủ yếu là phần còn lại của hỗn hợp ban đầu. Thường thì các cấu tử trong hỗn hợp và dung môi đều ít nhiều có tan lẫn vào nhau vì thế trong hai pha đều có sự hiện diện của cả ba cấu tử.

Bảng 8.1: Những ứng dụng quan trọng của quá trình trích chất lỏng

Ngành công nghiệp	Mục đích sử dụng	Nhập liệu	Dung môi	Ghi chú
Lọc hóa dầu	Khử sáp của dầu bôi trơn	Dầu bôi trơn nguyên liệu	Glycol, Furfural, Cresol, SO ₂ lỏng	Có thể sử dụng nhiều loại dung môi khác nhau
	Tăng chỉ số octan của nhiên liệu thơm	Hỗn hợp nhân thơm và mạch thẳng	Glycol, Sulfolan	Theo yêu cầu của luật pháp
	Khử lưu huỳnh để giảm phát thải ô nhiễm	Sản phẩm chưng cất có nhiều lưu huỳnh (chua)	Dung dịch kiềm loãng	Sản phẩm là lưu huỳnh khi chế biến thêm
	Phân riêng Butadien - Buten	Hỗn hợp khử hidro chưa hoàn toàn	Hỗn hợp phức, đồng	Hoàn lưu Buten chưa phản ứng
	Monomer tinh khiết cho sản xuất nylon	Caprolactam chưa tinh khiết	Toluen	Nhiều mức độ tinh khiết khác nhau

Hóa dược và thực phẩm	Kháng sinh chưa tinh khiết	Quá trình lên men và lọc	Amylacetat, Clorur metylen	Sản xuất Penicilin...
	Tính chế dầu và mỡ	Dầu đậu nành...	Propan, Hexan	Có thể sử dụng CO ₂ siêu tới hạn
Kim loại	Làm đậm đặc dung dịch đồng	Dung dịch trích có tính axit	Hydroxyoxime trong xăng	Thay đổi pH là chủ yếu
	Phân riêng Uranium và đất hiếm	Dung dịch trích có tính axit	Amin bậc ba trong xăng	Phụ thuộc vào ngành năng lượng nguyên tử

Bảng 8.2: Đặc trưng của các thiết bị trích ly thông dụng

Loại	Đặc điểm	Ứng dụng	Thiết bị thích hợp cho những điều kiện cho trước		
			Số bậc trích ly	Năng suất, m ³ /h	Sai biệt khối lượng riêng, kg/m ³
Tháp phun	Chi phí đầu tư và vận hành thấp; sử dụng cho vật liệu ăn mòn	Hóa chất và hóa dầu	< 3	< 100	± 50
Tháp chêm.	Năng suất thấp nhưng truyền khối hơn tháp phun; giới hạn bởi ngập lụt	Hóa dầu, hóa dược	< 10	< 50	± 50
Trích ly ly tâm	Chi phí đầu tư cao; thời gian tiếp xúc pha ngắn	Hóa dược, Nguyên tử	< 5	< 10	± 10
Khuấy - Lắng	Năng suất và tính linh động cao; sử dụng cho chất lỏng độ nhớt cao	Hóa dược, Luyện kim	Bất kỳ	> 250	± 100

8.1 CÂN BẰNG PHA CHO HỆ BA CẤU TỬ

8.1.1 Ký hiệu

- 1) *A* và *B* là hai chất lỏng không hòa tan (hoặc hòa tan rất ít) vào nhau và *C* là cấu tử phân bố giữa hai pha (dung chất). Hỗn hợp ban đầu được trích gồm có *A* và *C*, *B* là dung môi trích.
- 2) Khối lượng của hỗn hợp và vị trí của hỗn hợp trên đồ thị được biểu diễn bởi cùng một mẫu tự. Khối lượng của hỗn hợp được biểu diễn bằng *kg* nếu quá trình gián đoạn và *kg/h* nếu quá trình liên tục.

$E = kg$ hay kg/h , biểu diễn pha trích, trên đồ thị chỉ bằng E

$R = kg$ hay kg/h , biểu diễn pha rafinat, trên đồ thị chỉ bằng R

$B = kg$ hay kg/h biểu diễn dung môi

Trên căn bản không dung môi (B)

$E' =$ suất lượng dung dịch không B , kg hay kg/h :

$$E' = \frac{E}{1 + N_E}$$

3) x, y lần lượt là phân khối lượng của C trong pha rafinat và pha trích.

$x', y' =$ lần lượt là tỉ số khối lượng của C trong pha rafinat và pha trích = khối lượng C /khối lượng $(A + B)$

$X, Y =$ phân khối lượng của C trên căn bản không dung môi trong pha rafinat và pha trích = khối lượng C /khối lượng $(A + C)$

$N =$ phân khối lượng của B trên căn bản không dung môi
= khối lượng B /khối lượng $(A + C)$

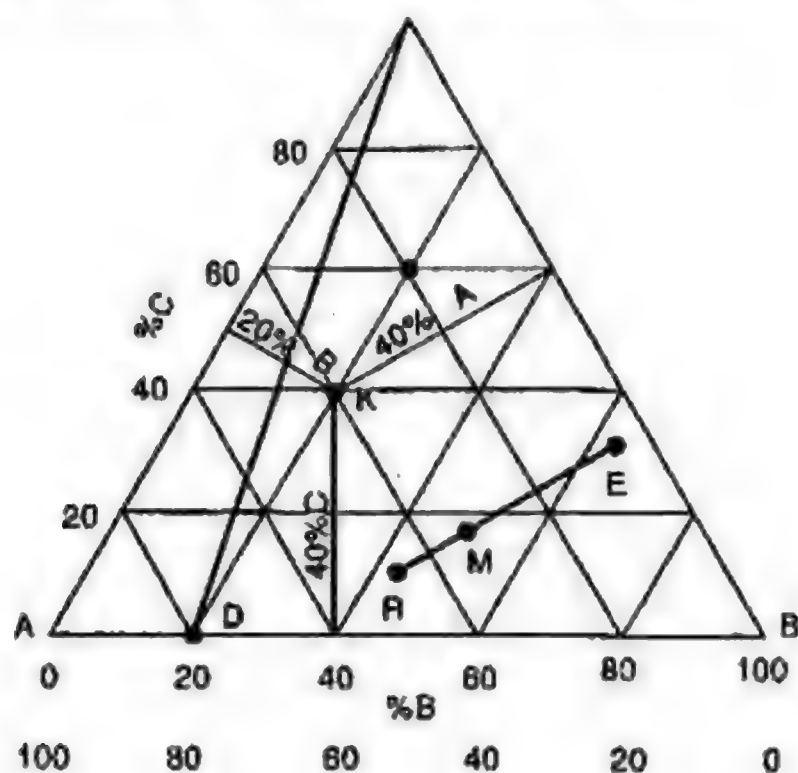
8.1.2 Đồ thị tam giác đều

Đây là dạng đồ thị được sử dụng nhiều để mô tả thành phần của hỗn hợp ba cấu tử. Nó dựa trên tính chất của một tam giác đều là tổng khoảng cách từ một điểm bất kỳ trong tam giác xuống ba cạnh thì bằng đường cao tam giác đều. Do đó, ta đặt đường cao bằng 100% một cấu tử và khoảng cách đến ba cạnh biểu diễn thành phần của ba cấu tử. Mỗi đỉnh tam giác biểu diễn một cấu tử nguyên chất theo ký hiệu. Khoảng cách từ một điểm bất kỳ K trong tam giác (hỗn hợp 3 cấu tử) xuống cạnh AB biểu diễn thành phần của C trong hỗn hợp K , xuống cạnh AC biểu diễn thành phần của B , xuống cạnh BC biểu diễn thành phần của A . Như vậy $x_K = 0,40$. Một điểm bất kỳ trên một cạnh tam giác biểu diễn hỗn hợp hai cấu tử. Ví dụ, điểm D trên cạnh AB là hỗn hợp hai cấu tử có 80% A và 20% B . Tất cả những điểm trên đoạn DC biểu diễn các hỗn hợp có cùng tỉ lệ A với B và có thể được xem như tạo nên từ hỗn hợp D ban đầu và sau đó thêm C vào. Nếu R (kg) hỗn hợp tại R được trộn với E (kg) hỗn hợp tại E , hỗn hợp mới được tạo nên tại M nằm trên đoạn RE và được xác định theo hệ thức:

$$\frac{R}{E} = \frac{\text{đoạn } ME}{\text{đoạn } MR} = \frac{x_E - x_M}{x_M - x_R} \quad (8.1)$$

(8.1) cũng có thể được tính theo mol và thành phần theo phân mol.

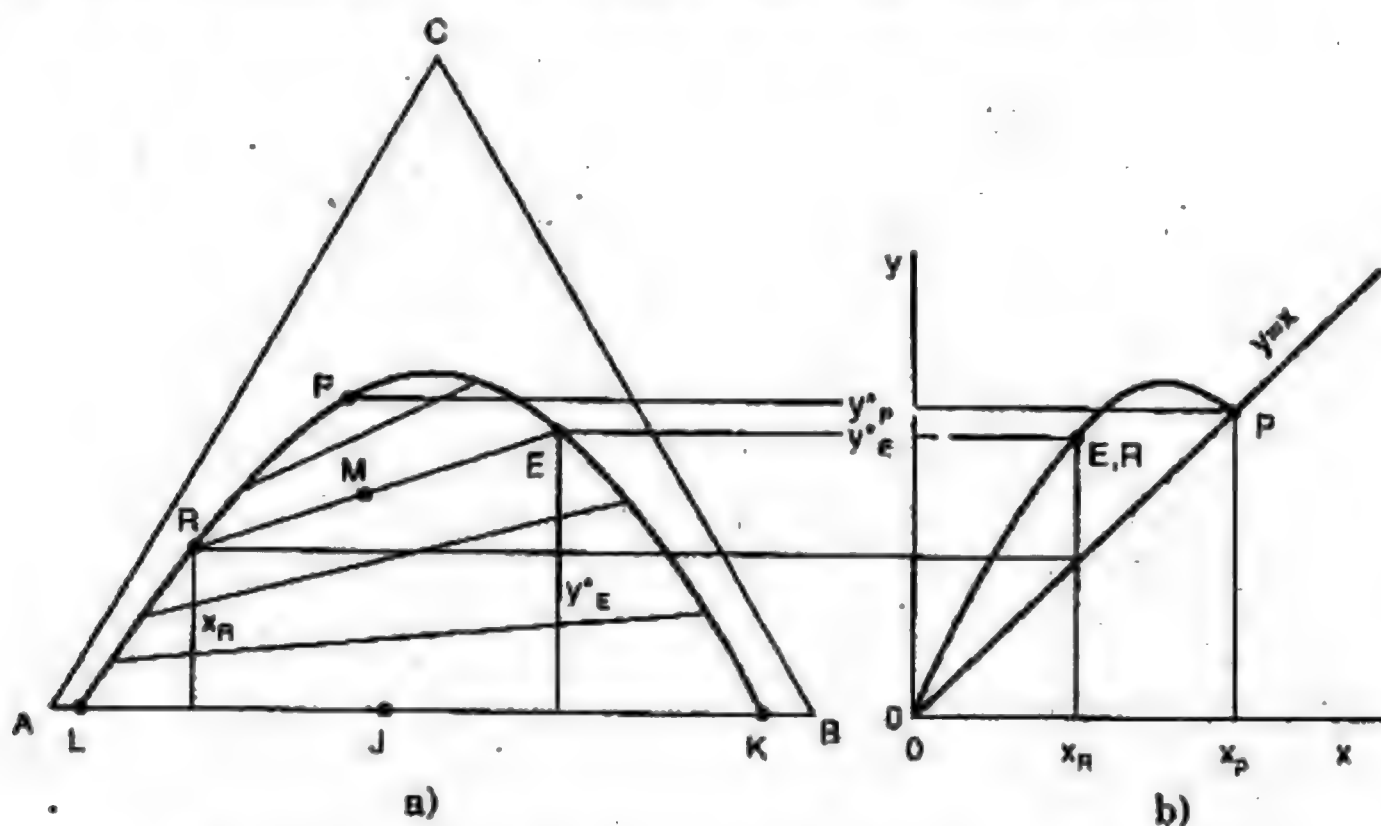
Hệ ba cấu tử - một đôi hòa tan một phần



Hình 8.1 Đồ thị tam giác đều

Xét đồ thị cân bằng hình tam giác đều cho hệ nước (H.8.1): (A) - cloroform; (B) - aceton; (C) hay benzen (A) - nước; (B) - acid acetic; (C) ở điều kiện đẳng nhiệt.

Cấu tử C hòa tan hoàn toàn trong A và B. Nhưng A và B chỉ hòa tan trong giới hạn được biểu diễn bởi điểm K (nhiều B) và L (nhiều A) trên hình 8.2a. Cấu tử A và B càng ít hòa tan vào nhau thì K và L càng gần đỉnh B và A tương ứng. Hỗn hợp gồm hai cấu tử A và B có thành phần biểu diễn bởi điểm J bất kỳ trong khoảng K và L sẽ tách thành hai pha có thành phần tại K và L, khối lượng tương đối của hai pha tùy thuộc vào vị trí điểm J và được xác định theo hình 8.1.



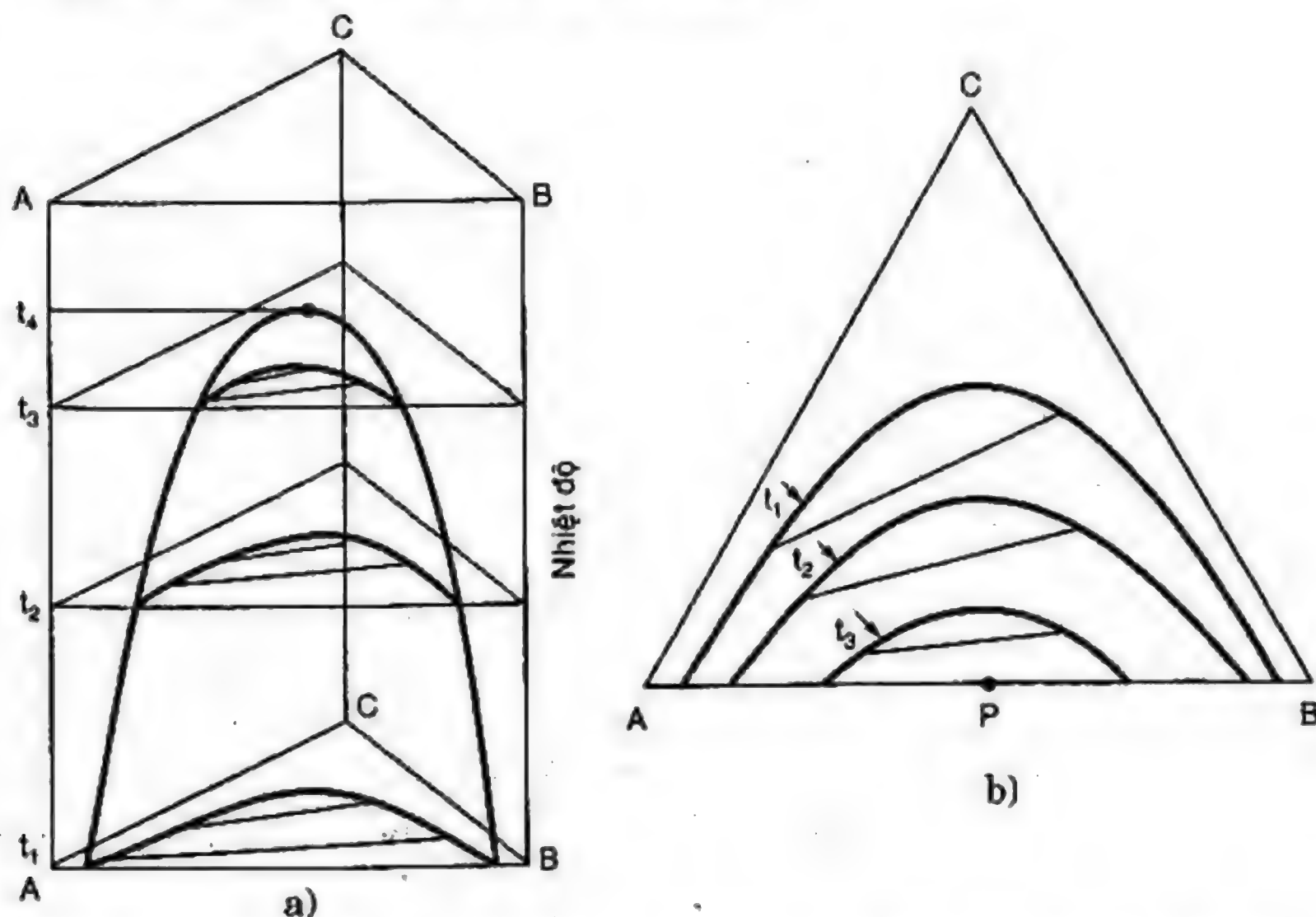
Hình 8.2 Hệ ba cấu tử; A và B hòa tan một phần

Trên hình 8.2, đường cong *LRPEK* gọi là đường phân pha hay đường cân bằng trong đồ thị tam giác được xác định bằng cách thêm dần dần *C* vào hỗn hợp *D* (H.8.1) cho đến khi hệ thành một pha. Hỗn hợp bất kỳ nằm ngoài đường cong sẽ là một pha.

Một hỗn hợp ba cấu tử, chẳng hạn điểm *M*, bên dưới đường cong sẽ tạo nên hai pha lỏng bão hòa có thành phần biểu diễn bởi điểm *R* (nhiều *A*) và điểm *E* (nhiều *B*). Đường *RE* nối thành phần hai pha cân bằng gọi là đối tuyến và nhất thiết phải đi qua *M*. Có vô số đối tuyến trong vùng hai pha. Các đối tuyến rất ít khi song song, chúng thay đổi độ dốc chậm, có thể dương hay âm tùy hệ ba cấu tử. Các điểm *R* và *E* tăng dần lên và trùng nhau tại điểm *P* gọi là điểm tới hạn. *P* thường không phải là điểm cực đại của nồng độ *C* trên đường cân bằng.

Thành phần của *C* trong pha *E* thường lớn hơn trong pha *R*, và thành phần của *C* trong hai pha được biểu diễn trên hình 8.2b. Tỷ số y^*/x gọi là hệ số phân bố, trong trường hợp này lớn hơn một đường cân bằng nằm trên đường 45° . Trong trường hợp độ dốc của các đối tuyến âm, đường cân bằng $x - y^*$ sẽ nằm dưới đường 45° .

Ảnh hưởng của nhiệt độ và áp suất



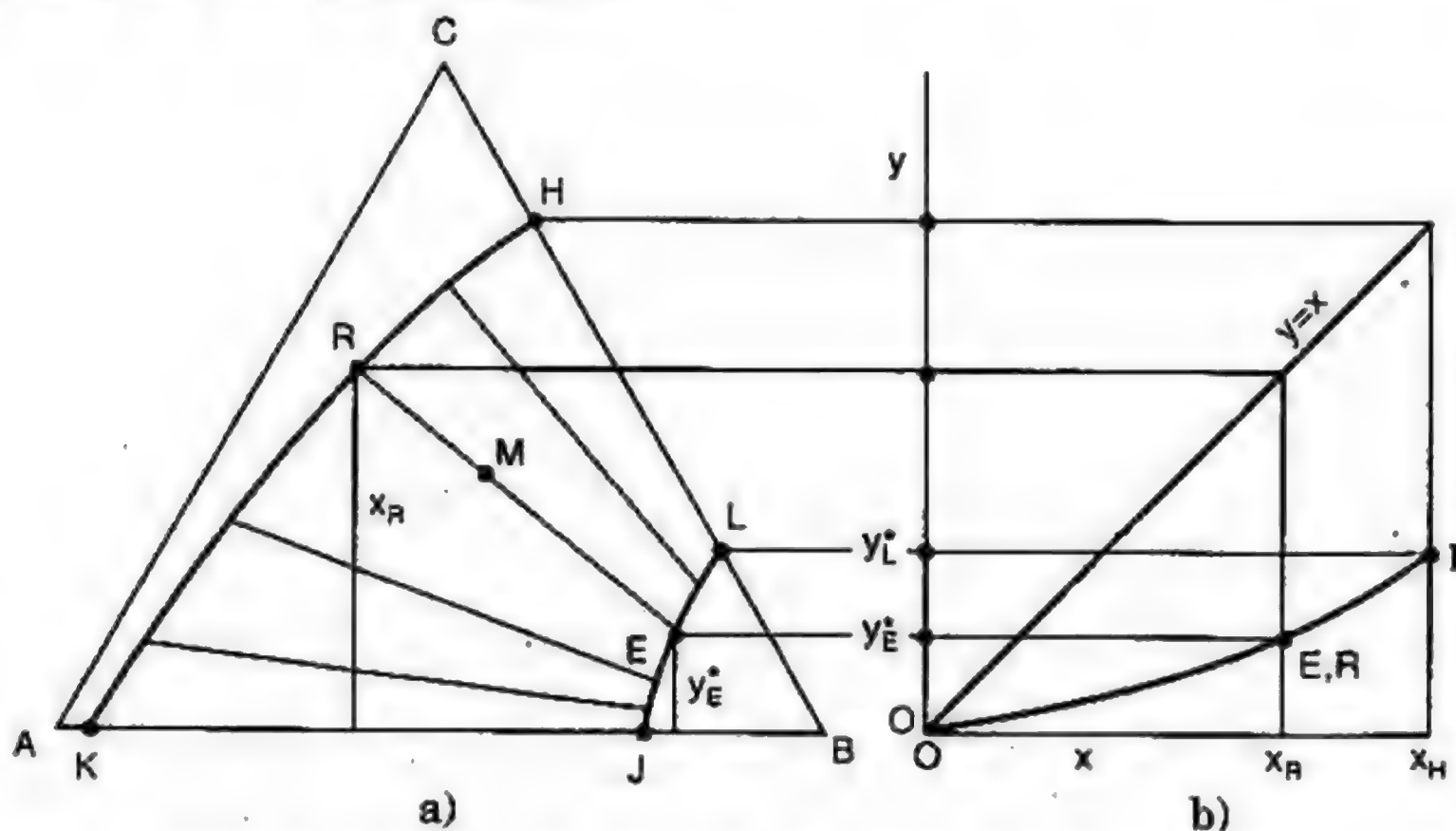
Hình 8.3: Ảnh hưởng của nhiệt độ lên cân bằng của hệ ba cấu tử

Để biểu diễn ảnh hưởng của nhiệt độ, ta dùng đồ thị ba chiều (H.8.3a). Trên giản đồ trục thẳng đứng biểu diễn nhiệt độ, các tam giác đẳng nhiệt thẳng góc với trục đứng. Độ hòa tan hỗ tương giữa A và B tăng theo nhiệt độ và trên nhiệt độ tới hạn t_4 hai cấu tử hòa tan hoàn toàn. Độ hòa tan như vậy thu hẹp đường cân bằng (vùng hai pha), độ dốc của đối tuyến cũng thay đổi. Quá trình trích chất lỏng phụ thuộc vào vùng hai pha, do đó, phải được thực hiện ở nhiệt độ nhỏ hơn t_4 .

Với áp suất, ngoại trừ trường hợp áp suất quá cao, ảnh hưởng của áp suất lên đường cân bằng xem như không đáng kể. Đường cân bằng được xác định ở áp suất cao hơn áp suất hơi của hỗn hợp.

Hệ ba cấu tử - hai đôi hòa tan một phần

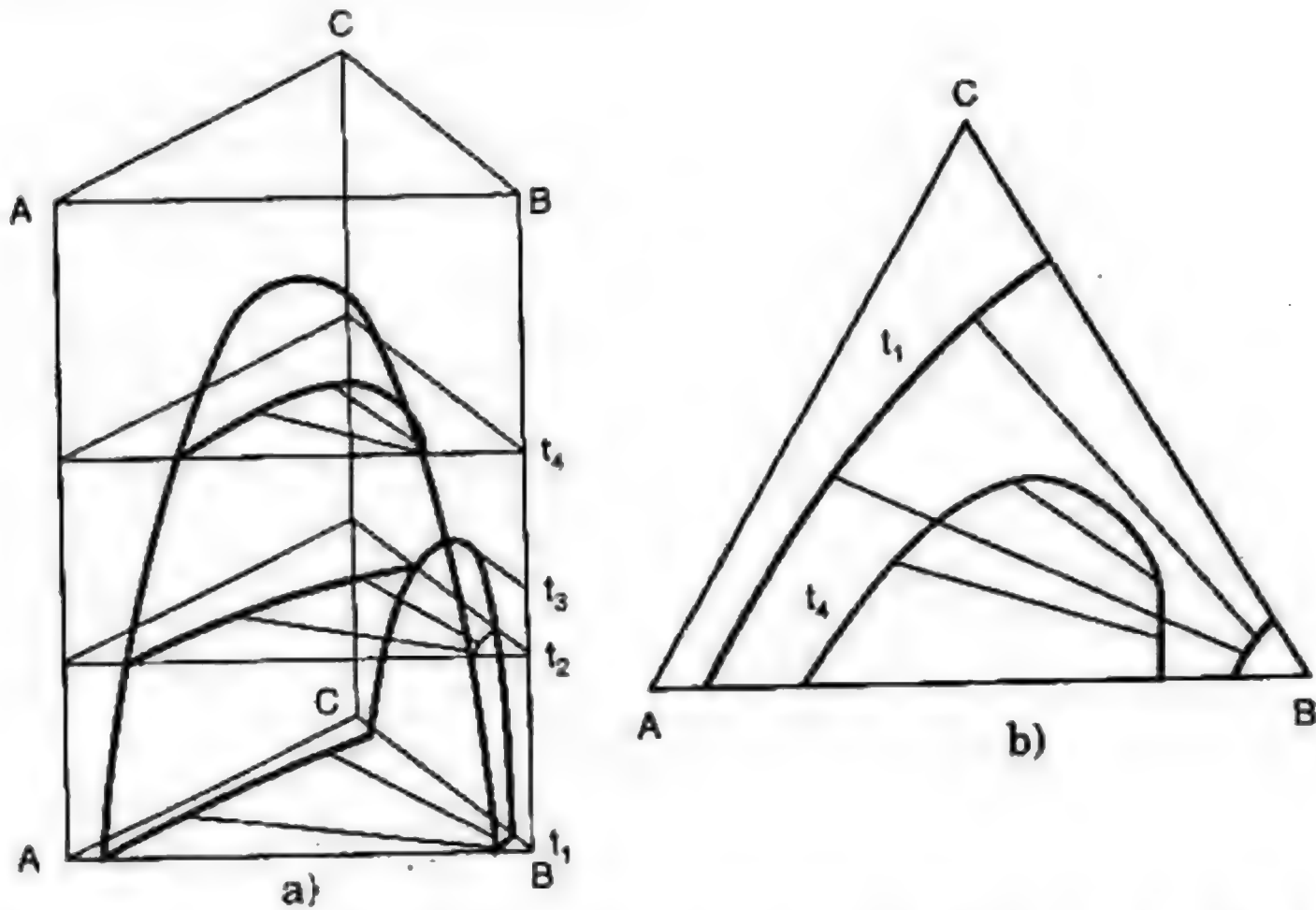
Hệ tiêu biểu thuộc loại này là: *cloro benzen* (A) - *nước*; (B) - *metil etil ceton*; (C) với A và C hòa tan hoàn toàn trong khi cặp A-B và B-C cho thấy chỉ hòa tan một phần.



Hình 8.4: Hệ ba cấu tử, A-B và B-C hòa tan một phần

Trên hình 8.4, điểm K và J biểu diễn độ hòa tan hỗ tương của A và B, điểm H và L của B và C. Đường cân bằng KRH (nhiều A) và JEL (nhiều B) giới hạn vùng phân pha của hỗn hợp. Hỗn hợp biểu diễn bởi điểm M trong vùng hai pha sẽ phân ra thành hai pha lỏng cân bằng E và R nối với nhau bởi đối tuyến. Đường cân bằng trên tọa độ xy cho trên hình 8.4b.

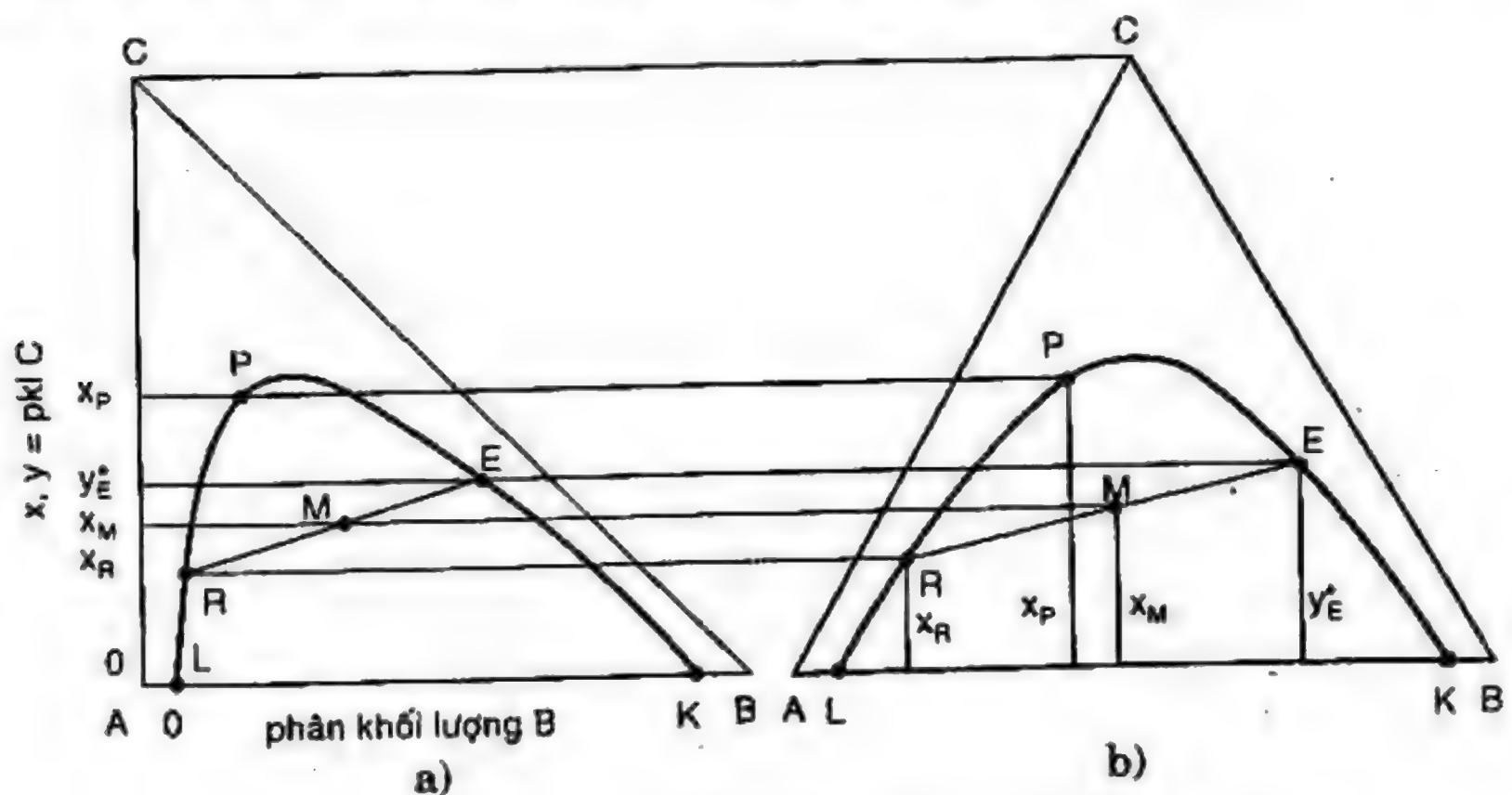
Khi nhiệt độ tăng, ảnh hưởng tương tự như trên trong trường hợp này trình bày trên hình 8.5.



Hình 8.5: Ảnh hưởng của nhiệt độ lên cân bằng của hệ ba cấu tử

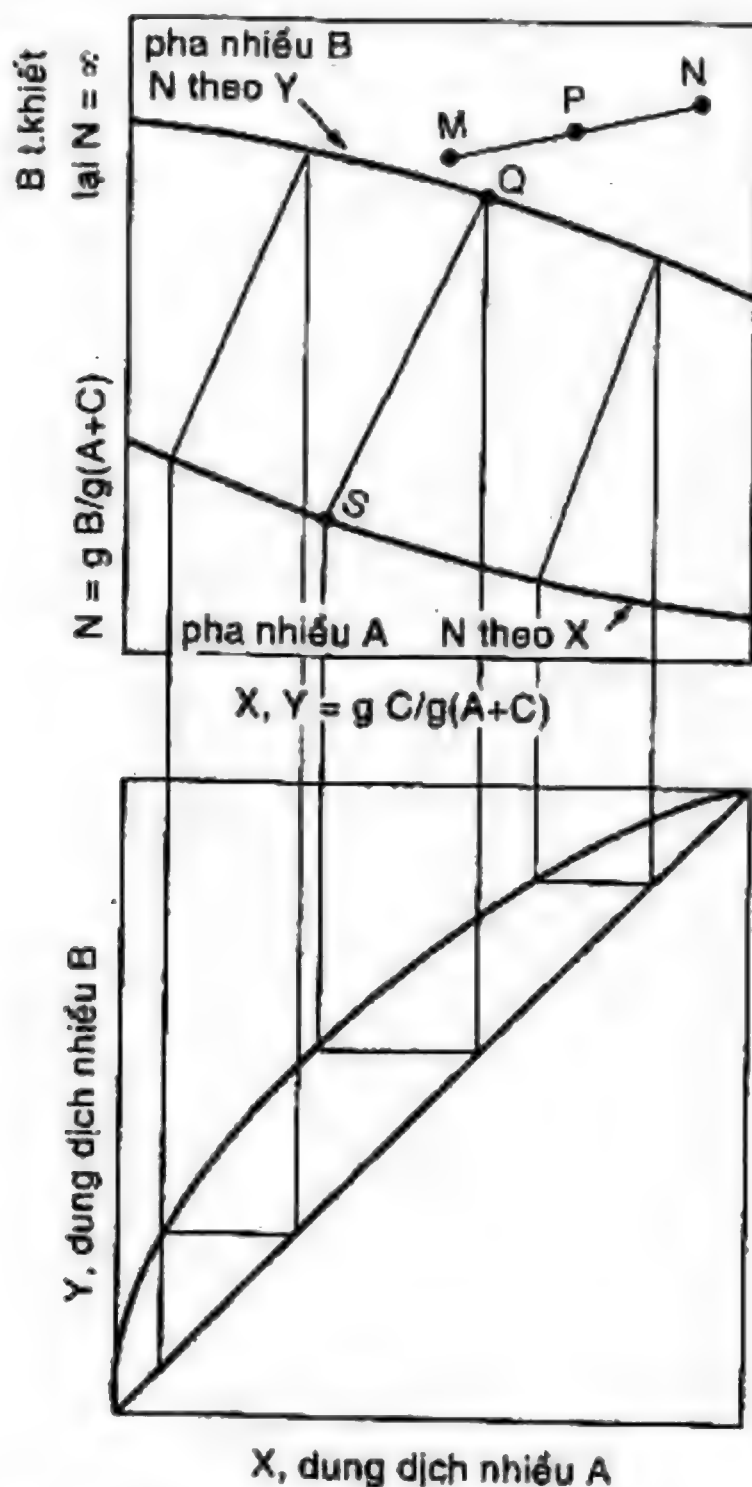
8.1.3 Các dạng đồ thị khác

Vì đồ thị tam giác đều không thể khuếch đại một cạnh so với các cạnh còn lại nên ta có thể sử dụng đồ thị tam giác vuông, trên đó cạnh nằm biểu diễn phân khối lượng B , cạnh đứng biểu diễn phân khối lượng của C (x và y) trong pha rafinat và pha trích. Trên giản đồ này có thể kéo dài cạnh đứng mà vẫn giữ nguyên cạnh nằm (H.8.6).



Hình 8.6: Đồ thị tam giác vuông

Một dạng đồ thị khác (H.8.7) là đồ thị chữ nhật với trục hoành biểu diễn X , Y tỷ số khối lượng C trên khối lượng $(A + C)$. Trục tung biểu diễn N là tỷ số khối lượng B trên khối lượng $(A + C)$. Trong quá trình trích ly, hai pha tạo nên bằng cách thêm dung môi vào, trong quá trình chưng cất, hai pha tạo nên nhờ thêm nhiệt vào, nên ở đây dung môi có tác dụng tương tự như nhiệt. Đối tuyến QS liên hệ lên đồ thị XY bên dưới như cho thấy trên hình 8.7.



Hình 8.7: Đồ thị chữ nhật trên căn bản không dung môi.
Hai đôi hòa tan một phần

Quan hệ giữa hai pha cân bằng cho bởi

$$\frac{M'}{N'} = \frac{Y_N - Y_P}{Y_P - Y_M} = \frac{X_N - X_P}{X_P - X_M} = \frac{\text{đoạn } NP}{\text{đoạn } PM} \quad (8.2)$$

với M' , N' là khối lượng của M và N trên căn bản không dung môi.

8.2 LỰA CHỌN DUNG MÔI

Tính chọn lựa

Tính hiệu quả của việc sử dụng dung môi B trong việc phân riêng hỗn hợp A và C được xác định theo hệ số phân riêng hay tính chọn lựa, β (tương tự như độ bay hơi tương đối α). Nếu R và E là hai pha cân bằng

$$\beta = \frac{(\text{phân khối lượng } C \text{ trong } E) / (\text{phân khối lượng } A \text{ trong } E)}{(\text{phân khối lượng } C \text{ trong } R) / (\text{phân khối lượng } A \text{ trong } R)} \quad (8.3)$$

$$\beta = \frac{Y_E^* (\text{phân khối lượng } A \text{ trong } R)}{x_R (\text{phân khối lượng } A \text{ trong } E)} \quad (8.4)$$

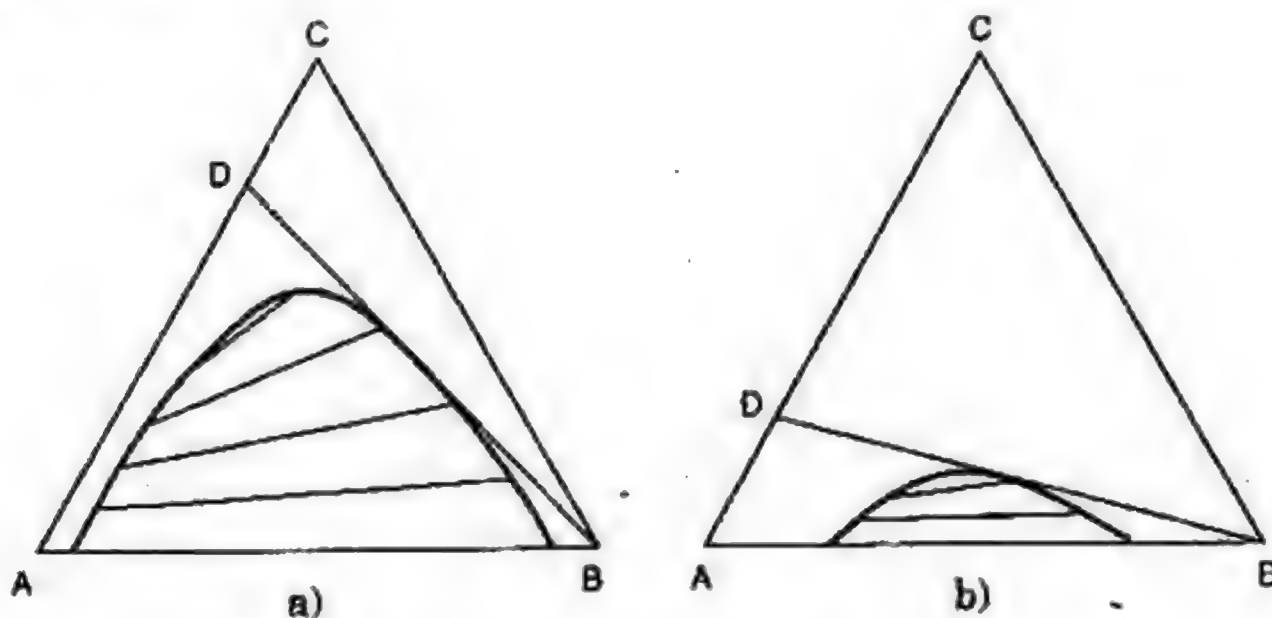
Nếu β càng lớn hơn một, quá trình phân riêng càng có hiệu quả. Nếu β bằng một, không thực hiện được quá trình phân riêng. Giá trị của β thay đổi đáng kể theo nồng độ dung chất và bằng một tại điểm tới hạn trên đường cân bằng pha.

Hệ số phân bố

Đây là tỉ số y^*/x . Hệ số phân bố không nhất thiết phải lớn hơn một, nhưng nếu hệ có hệ số phân bố càng lớn hơn một thì sẽ cần ít dung môi hơn cho quá trình trích ly.

Tính không hòa tan của dung môi

Theo hình 8.8 có thể dùng dung môi B hoặc B' để tách hỗn hợp A và C . Trên hình 8.8a ta thấy ngay B không hòa tan hơn trong hỗn hợp A và C so với dung môi B' , do đó dùng dung môi B trong trường hợp này hiệu quả hơn.



Hình 8.8: Ảnh hưởng của độ hòa tan dung môi

Khả năng thu hồi

Dung môi phải được thu hồi để dùng lại, thường sử dụng quá trình chưng cất để làm việc này. Do đó dung môi phải không tạo nên hỗn hợp đẳng phí và hỗn hợp có độ bay hơi tương đối lớn. Chất nào hiện diện ít trong pha trích phải có nhiệt độ sôi thấp để giảm sự tiêu tốn nhiệt. Nếu phải bốc hơi dung môi, dung môi phải có ẩn nhiệt hóa hơi bé.

Khối lượng riêng

Sự khác biệt khối lượng riêng của hai pha càng lớn càng tốt. Sự sai biệt này giảm khi nồng độ C tăng và bằng không tại điểm tới hạn. Nó có thể đổi dấu trước khi đến điểm tới hạn, trong trường hợp này khi điều hành thiết bị tiếp xúc liên tục không thể xác định vị trí tại đó sự sai biệt khối lượng của hai pha là bằng không.

Sức căng giữa các bề mặt

Sức căng này càng lớn thì càng dễ kết tụ nhưng sẽ khó phân tán chất lỏng này vào chất lỏng khác. Tuy nhiên, sự kết tụ là quan trọng hơn, do đó, cần có sức căng giữa các bề mặt lớn. Sức căng này bằng không tại điểm tới hạn.

Các tính chất khác

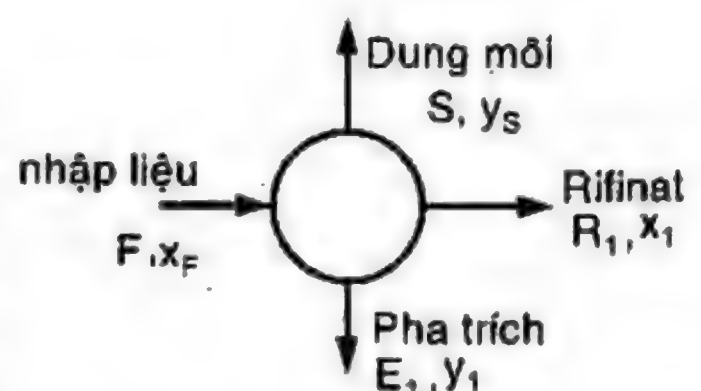
Dung môi cần có tính bền về hóa học. Độ nhớt, áp suất hơi và điểm đông đặc phải thấp. Không độc, không dễ cháy và giá hạ.

8.3 CÁC PHƯƠNG PHÁP TRÍCH LY THEO ĐOẠN

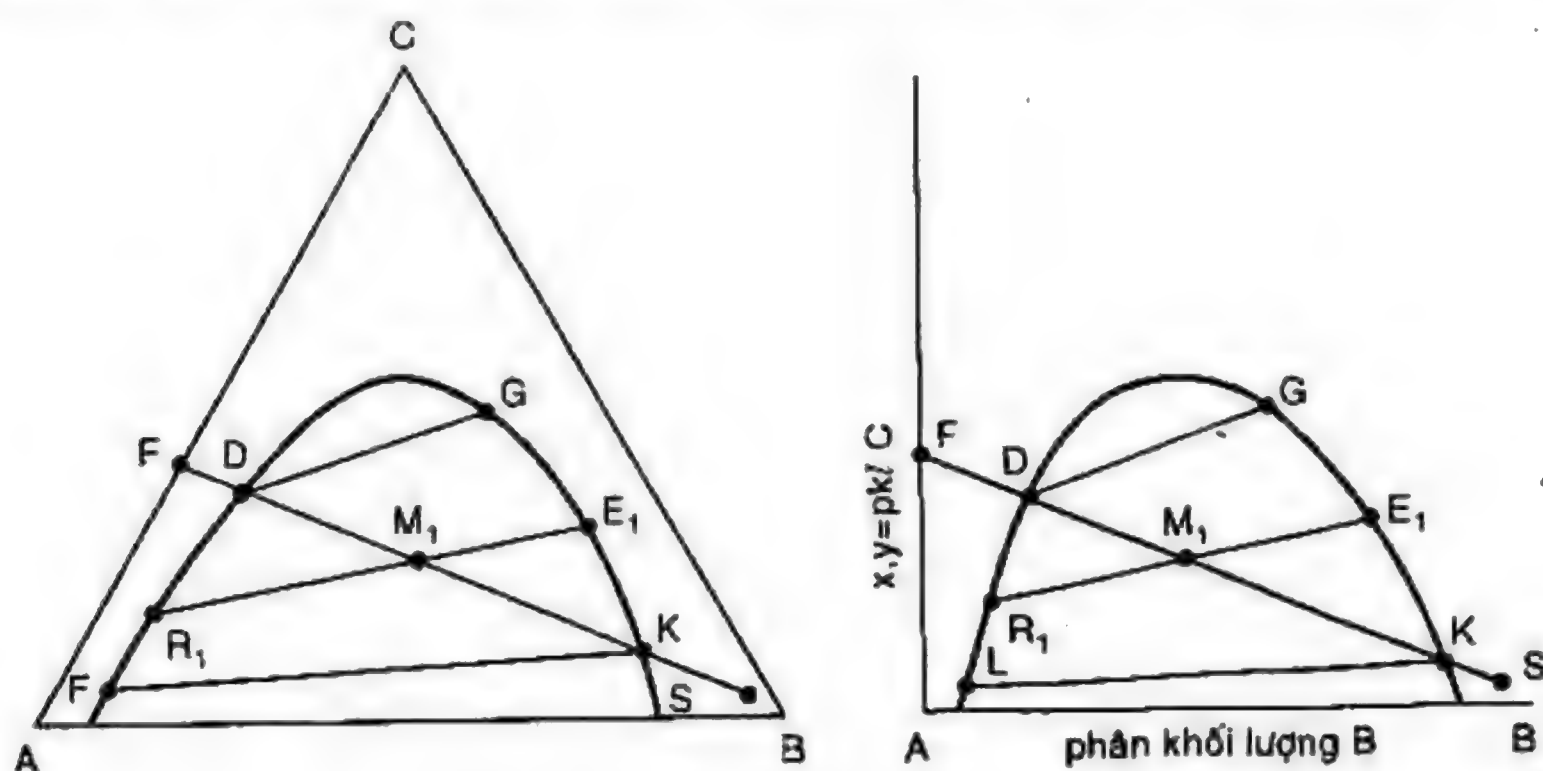
Có nhiều phương pháp trích ly theo đoạn tùy thuộc trên bản chất của hệ và mức độ phân riêng. Mỗi đoạn bao gồm quá trình tiếp xúc pha, truyền khối và tách pha. Mỗi đoạn dưới đây sẽ xét như là một đoạn lý tưởng.

8.3.1 Trích ly một đoạn

Quá trình có thể thực hiện gián đoạn hoặc liên tục. Hỗn hợp ban đầu và dung môi được trộn lẫn với nhau để tạo nên hỗn hợp M , quá trình truyền khối giữa hai pha được tiến hành cho đến khi hệ đạt cân bằng, sau đó hỗn hợp M được để lắng tách ra thành hai pha R và E .



Đặt F (kg hay kg/h) là lượng nhập liệu ban đầu chứa A và C với phân khối lượng C là x_F được cho tiếp xúc với S (kg hay kg/h) chứa chủ yếu là B với phân khối lượng C là y_S , sau đó hỗn hợp tách ra làm hai pha cân bằng R_1 và E_1 (kg hay kg/h) được nối với nhau bởi đối tuyến $R_1 E_1$.



Hình 8.9: Quá trình trích ly một đoạn

Quá trình được biểu diễn trên một trong hai giản đồ hình 8.9. Nếu S là dung môi nguyên chất, $y_S = 0$, thì S sẽ trùng với đỉnh B của tam giác. Nhưng thường thì S là dung môi được thu hồi để dùng lại nên có lẫn một ít A và C. Theo hình 8.9 ta có cân bằng vật chất tổng cộng:

$$F + S = M_1 = E_1 + R_1 \quad (8.5)$$

và điểm M_1 được xác định trên đoạn FS theo qui tắc (8.1) hoặc bằng cách tính nồng độ C của M_1 theo cân bằng của dung chất

$$Fx_F + Sy_S = M_1 x_{M_1} \quad (8.6)$$

từ đó tính được x_{M_1} .

Lượng pha trích và pha rafinat được tính theo (8.1) hay theo cân bằng cho C

$$E_1 y_1 + R_1 x_1 = M_1 x_{M_1} \quad (8.7)$$

$$E_1 = \frac{M_1 (x_{M_1} - x_1)}{y_1 - x_1} \quad (8.8)$$

và R_1 được xác định theo (8.5).

Vì phải tạo nên hai pha trong quá trình trích ly nên điểm M_1 phải nằm trong vùng hai pha. Lượng dung môi tối thiểu được xác định ứng với điểm M_1 trùng với D tương ứng với lượng pha trích vô cùng nhỏ tại G , nồng độ pha trích là cực đại. Lượng dung môi cực đại ứng với điểm M_1 trùng với K tương ứng với lượng pha rafinat vô cùng nhỏ tại L và nồng độ pha rafinat là cực tiểu.

Toàn bộ các tính toán trên có thể được thực hiện trên đồ thị chữ nhật trên cân bản không dung môi. Nếu dung môi S là tinh khiết, giá trị của N sẽ vô cực và đường FS là đường thẳng đứng. Cân bằng vật chất trên cân bản không dung môi:

$$F' + S' = M_1' = E_1' + R_1' \quad (8.9)$$

nhập liệu thường không chứa dung môi nên $F' = F$

Cân bằng cho C :

$$F'X_F + S'Y_s = M_1'X_{M_1} = E_1'Y_1 + R_1'X_1 \quad (8.10)$$

Cân bằng cho B :

$$F'N_F + S'N_s = M_1'N_{M_1} = E_1'N_{E_1} + R_1'N_{R_1} \quad (8.11)$$

thông thường $N_F = 0$ vì nhập liệu không chứa B . Tính tọa độ của M_1 nằm trên đoạn FS , xác định đối tuyến R_1E_1 qua M_1 .

Từ các phương trình trên tính được:

$$E_1' = \frac{M_1'(X_{M_1} - X_1)}{Y_1 - X_1} \quad (8.12)$$

và từ (8.9) ta tính được R_1' .

Tổng khối lượng pha trích và pha rafinat là:

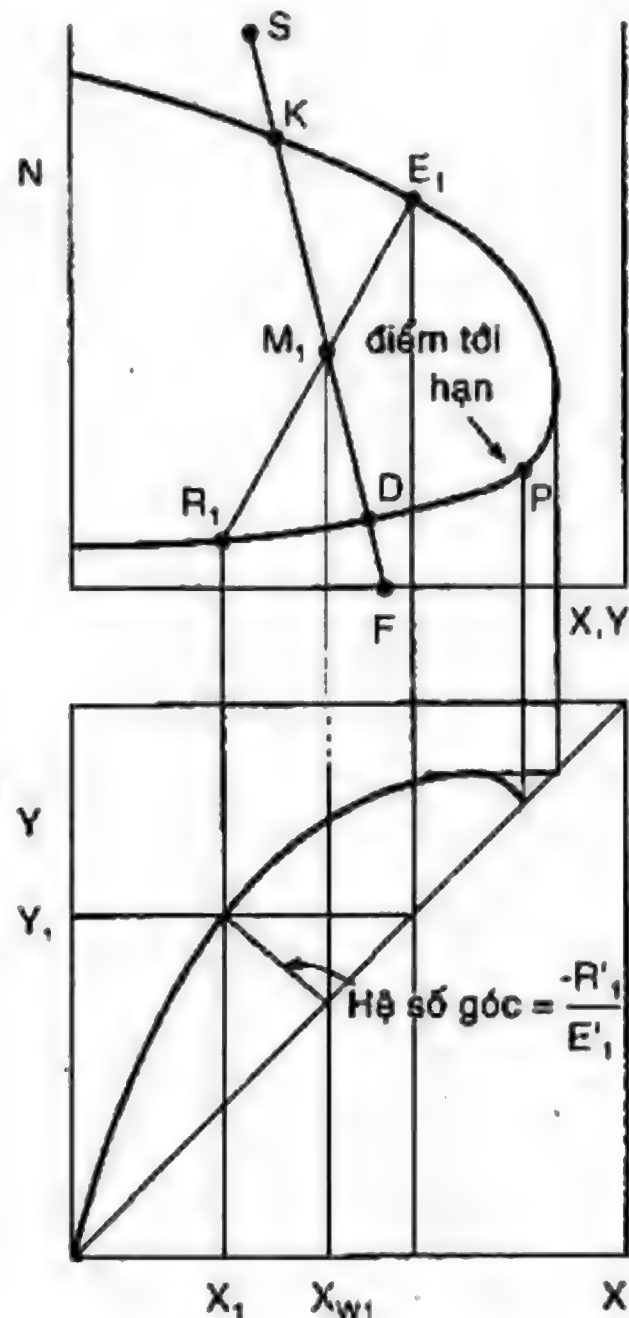
$$\begin{aligned} E_1 &= E_1'(1 + N_{E_1}) \\ \text{và} \quad R_1 &= R_1'(1 + N_{R_1}) \end{aligned} \quad (8.13)$$

Nếu dung môi là B tinh khiết, $N_s = \infty$, thì các phương trình trên vẫn áp dụng được với $S' = 0$; $Y_s = 0$; $S'N_s = B$ và $F' = M_1'$. Lượng dung môi cực tiểu và cực đại tương ứng với M_1 trùng với D và K như trình bày trên hình 8.10. Phương trình (8.9) và (8.10) cho:

$$\frac{R_1'}{E_1'} = \frac{Y_1 - X_{M_1}}{X_{M_1} - X_1} \quad (8.14)$$

Khi hai pha trích và pha rafinat

đạt cân bằng, trên đồ thị XY cho thấy đường làm việc có hệ số góc bằng $-R'_1/E'_1$. Nếu dung môi là tinh khiết, đường làm việc sẽ đi qua đường 45° tại điểm có hoành độ X_F .

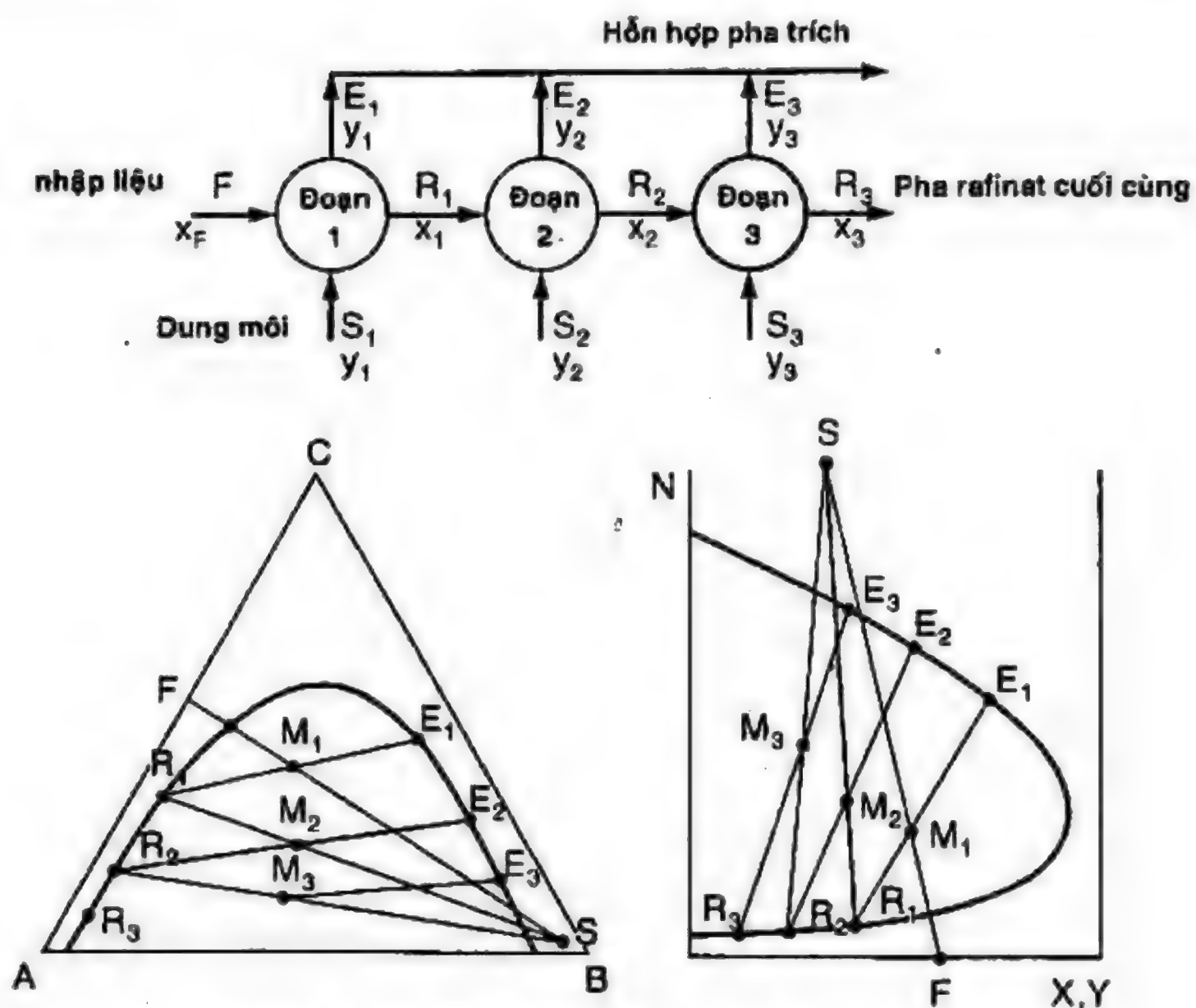


Hình 8.10: Trích ly một đoạn, tọa độ trên cân bản không dung môi (một đôi hòa tan một phần)

8.3.2 Trích ly nhiều đoạn giao dòng

Đây là sự kéo dài của quá trình trích một đoạn trong đó pha rafinat liên tục đi qua mỗi đoạn để được tiếp xúc với dung môi mới, quá trình có thể được thực hiện liên tục hay gián đoạn. Hình 8.11 cho thấy quá trình ba đoạn giao dòng.

Các phép tính được trình bày trên đồ thị tam giác đều và trên tọa độ không dung môi. Các phương trình cân bằng vật chất cho quá trình một đoạn được áp dụng lần lượt vào từng đoạn ở trường hợp này, ngoại trừ nhập liệu vào đoạn 2 trở đi là pha rafinat của đoạn trước.



Hình 8.11: Quá trình ba đoạn giao dòng

Cân bằng vật chất tổng cộng cho đoạn thứ n bất kỳ

$$R_{n-1} + S_n = M_n = E_n + R_n \quad (8.15)$$

Cân bằng cho C:

$$R_{n-1} x_{n-1} + S_n y_s = M_n x_{M_n} = E_n y_n + R_n x_n \quad (8.16)$$

Trên tọa độ không dung môi,

Cân bằng A + C:

$$R'_{n-1} + S'_n = M'_n = E'_n + R'_n \quad (8.17)$$

Cân bằng C:

$$R'_{n-1} X'_{n-1} + S'_n Y_s = M'_n X_{M_n} = E'_n Y_n + R'_n X_n \quad (8.18)$$

Cân bằng B:

$$R'_{n-1} N_{R_{n-1}} + S'_n N_s = M'_n N_{M_n} = E'_n N_{E_n} + R'_n N_{R_n} \quad (8.19)$$

từ đó tính được các đại lượng.

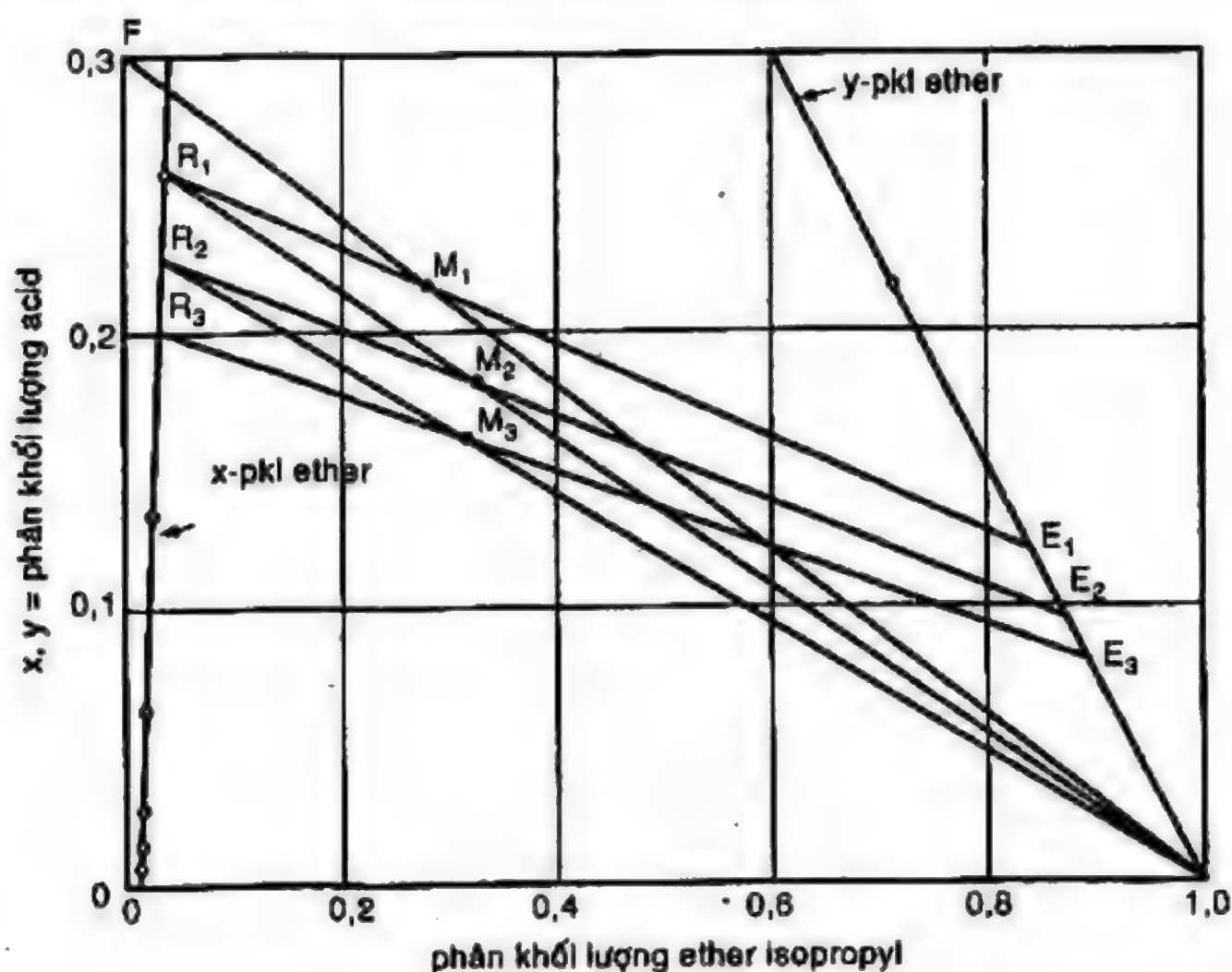
Lượng dung môi sử dụng trong mỗi đoạn có thể không bằng nhau. Với nồng độ của pha rafinat cuối cùng được xác định trước tổng lượng dung môi sử dụng sẽ ít hơn với số đoạn nhiều hơn.

Ví dụ 8.1: 100 kg dung dịch acid acetic (C) với nước (A) chứa 30% acid acetic được trích ba lần bằng ether isopropyl (B) ở 20°C , trong mỗi lần trích sử dụng lượng dung môi là 40 kg. Xác định khối lượng và thành phần của các dòng. Nếu trích một lần để đạt cùng nồng độ cuối cùng của pha rafinat thì cần lượng dung môi là bao nhiêu?

Bảng 8.3: Dữ kiện cân bằng cho nước - acid acetic - ether isopropyl (% khối lượng)

Pha nhiều nước			Pha nhiều ether isopropyl (E.I)		
Acid acetic	Nước	E. I	Acid acetic	Nước	E. I
0,69	98,1	1,2	0,18	0,5	99,3
1,41	97,1	1,5	0,37	0,7	98,9
2,89	95,5	1,6	0,79	0,8	98,4
6,42	91,7	1,9	1,93	1,0	97,1
13,30	84,4	2,3	4,82	1,9	93,3
25,50	71,1	3,4	11,40	3,9	84,7
36,70	58,9	4,4	21,60	6,9	71,5
44,30	45,1	10,6	31,10	10,8	58,1
46,40	37,1	16,5	36,20	15,1	48,7

Giải: Dữ kiện cân bằng của hệ ở 20°C cho ở bảng 8.1. Trong trường hợp này độ dốc của đối tuyến là âm, sử dụng đồ thị tam giác vuông và đồ thị được vẽ đến $x = 0,30$ trên hình 8.12.



Hình 8.12: Lời giải cho ví dụ 8.1

Đoạn 1: $F = 100 \text{ kg}$; $x_F = 0,30$; $y_a = 0$; $S_1 = B_1 = 40 \text{ kg}$

Theo (8.5): $M_1 = 100 + 40 = 140 \text{ kg}$

$$(8.6): 100 \times 0,30 + 40 = 140 x_{M_1} \text{ suy ra } x_{M_1} = 0,214$$

Xác định điểm M_1 trên đường FB , từ đường cân bằng xác định được đối tuyến $R_1 E_1$ qua M_1 và có $x_1 = 0,258$; $y_1 = 0,117$ phân khối lượng acid acetic.

$$(8.8): E_1 = \frac{140(0,214 - 0,258)}{(0,117 - 0,258)} = 47,6 \text{ kg}$$

$$(8.5): R_1 = 140 - 47,6 = 92,4 \text{ kg}$$

Đoạn 2: $S_2 = B_2 = 40 \text{ kg}$

$$(8.15): M_2 = R_1 + B_2 = 92,4 + 40 = 136,4 \text{ kg}$$

$$(8.16): 92,4(0,258) + 40 \times 0 = 136,4 x_{M_2} \text{ suy ra } x_{M_2} = 0,1822$$

Xác định điểm M_2 nằm trên $R_1 B$. Vẽ đối tuyến $R_2 E_2$ qua M_2 cho $y_2 = 0,095$ và $x_2 = 0,227$

$$E_2 = \frac{M_2(x_{M_2} - x_2)}{y_2 - x_2} = \frac{136,4(0,1822 - 0,227)}{(0,095 - 0,227)} = 46,3 \text{ kg}$$

$$R_2 = M_2 - E_2 = 136,4 - 46,3 = 90,1 \text{ kg}$$

Đoạn 3: Xác định tương tự $B_3 = 40 \text{ kg}$; $M_3 = 130,1 \text{ kg}$; $x_{M_3} = 0,1572$; $x_3 = 0,20$; $y_3 = 0,078$; $E_3 = 45,7 \text{ kg}$; $R_3 = 84,4 \text{ kg}$. Lượng acid còn trong pha rafinat cuối cùng là $R_3 x_3 = 84,4 \times 0,20 = 16,88 \text{ kg}$.

Lượng pha trích tổng cộng là:

$$E_1 + E_2 + E_3 = 43,6 + 46,3 + 45,7 = 135,6 \text{ kg}$$

và lượng acid tổng cộng trong pha trích là:

$$E_1 y_1 + E_2 y_2 + E_3 y_3 = 13,12 \text{ kg}$$

Nếu quá trình trích là một đoạn có cùng nồng độ của pha rafinat cuối cùng là $x = 0,20$ thì điểm M sẽ là giao điểm của đối tuyến $R_3 E_3$ và đường BF hay tại $x_M = 0,12$. Lượng dung môi cần thiết sẽ là:

$$S_1 = 100(0,30 - 0,12)/(0,12 - 0) = 150 \text{ kg}$$

thay vì dùng 120 kg cho quá trình ba đoạn giao dòng

Chất lỏng không hòa tan: Trong trường hợp dung môi và dung dịch hoàn toàn không hòa tan, khối lượng A vẫn giữ nguyên trong pha

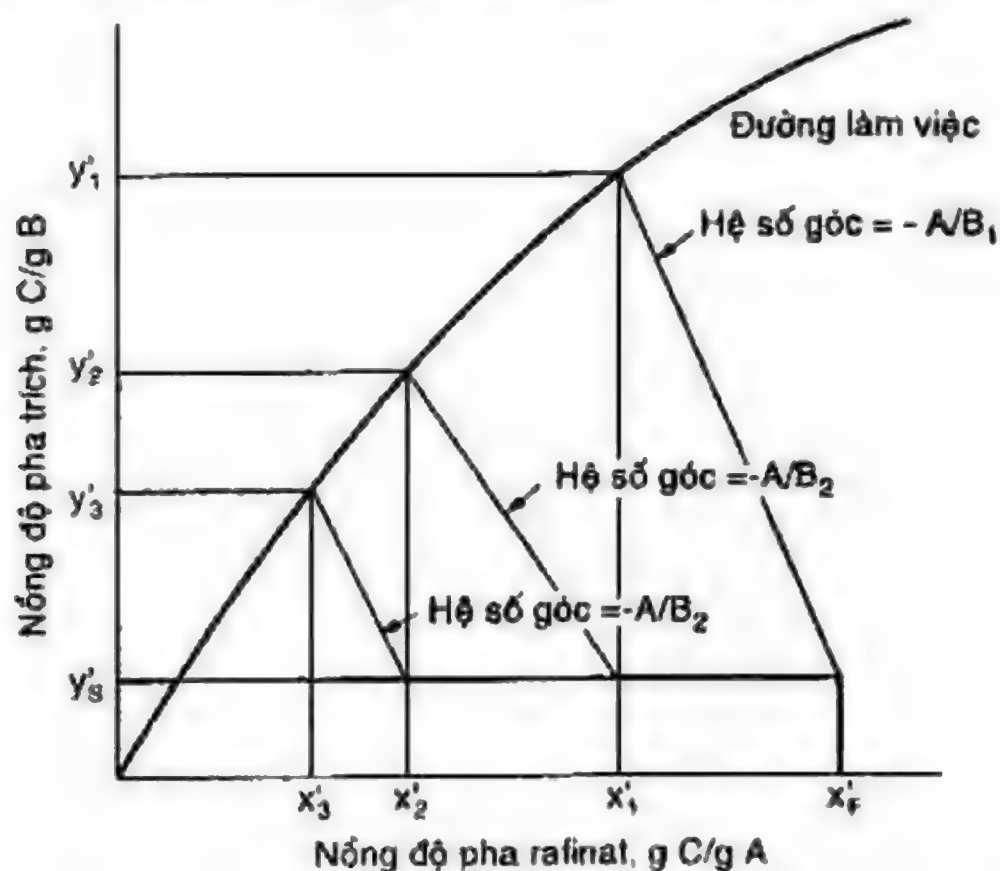
rafinat, khối lượng B giữ nguyên trong pha trích nên thành phần của dung chất có thể biểu diễn theo $x' = x/(1-x)$ và $y' = y/(1-y)$.

Cân bằng dung chất C cho một đoạn bất kỳ thứ n

$$A x'_{n-1} + B_n y'_s = B_n y'_n + A x'_n \quad (8.20)$$

$$-\frac{A}{B_n} = \frac{y'_s - y'_n}{x'_{n-1} - x'_n} \quad (8.21)$$

Phương trình (8.21) là đường làm việc cho đoạn thứ n có hệ số góc $-A/B_n$ đi qua các điểm (x'_{n-1}, y'_s) và (x'_n, y'_n) . Hình 8.13 cho thấy đường làm việc được vẽ tương ứng với hệ số góc của mỗi đoạn. Nồng độ pha rafinat không thể nhỏ hơn nồng độ dung môi đi vào.



Hình 8.13: Quá trình giao dòng với dung môi không hòa tan

Nồng độ pha rafinat trong trường hợp này có thể biểu diễn theo khối lượng/thể tích, A và B biểu diễn theo thể tích/thời gian (hay thể tích nếu quá trình gián đoạn).

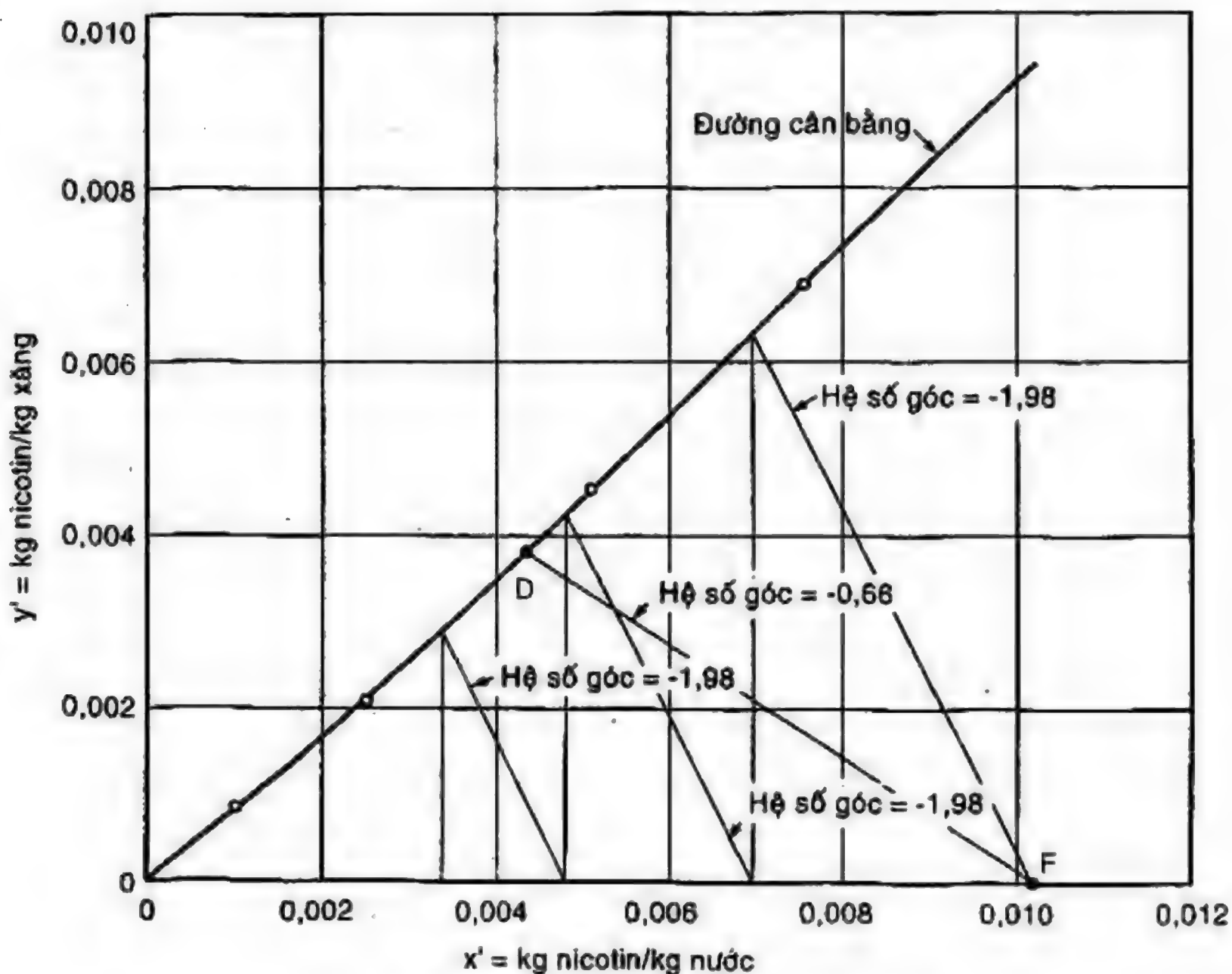
Ví dụ 8.2: Nicotin (C) trong dung dịch với nước (A) chứa 1% nicotin được trích bằng dung môi là xăng ở 20°C . Nước và xăng hoàn toàn không hòa tan.

a) Xác định tỉ lệ nicotin trích được nếu 100 kg dung dịch được trích một lần bằng 150 kg dung môi,

b) Quá trình được trích bằng ba đoạn lý tưởng, dung môi vào mỗi đoạn là 50 kg.

Giải: Dữ kiện cân bằng của hệ ở 20°C như sau:

$x' = \text{kg nicotin/kg nước}$	0	0,001011	0,00246	0,00502	0,00751	0,00998
$y' = \text{kg nicotin/kg xăng}$	0	0,00080	0,00196	0,00456	0,00686	0,00913

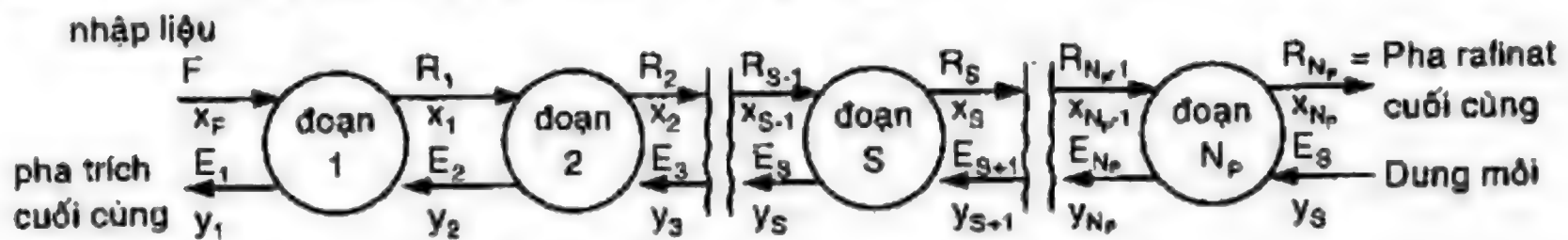


Hình 8.14: Lời giải cho ví dụ 8.2

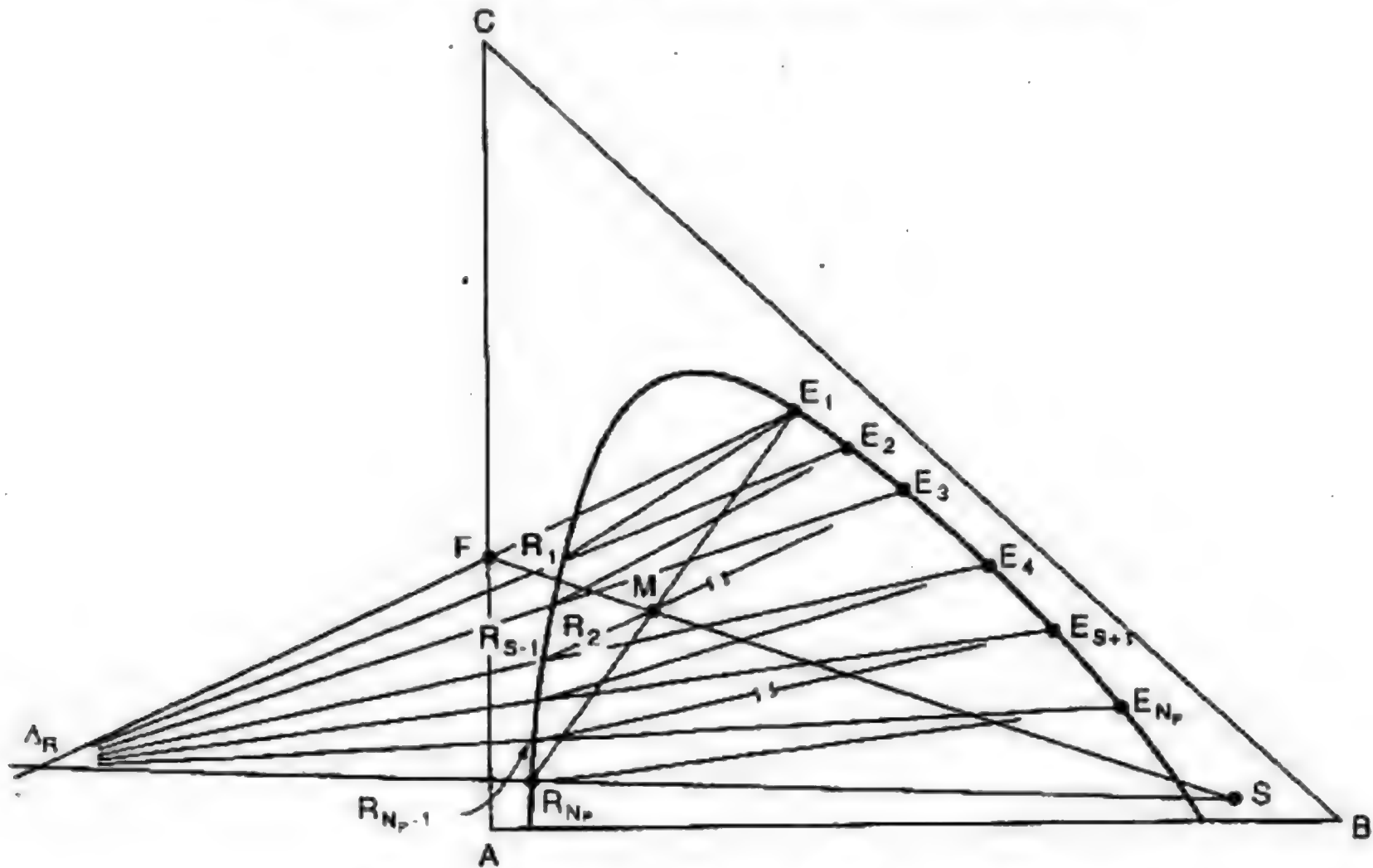
a) $x_F = 0,01$ phân khối lượng nicotin, $x'_F = 0,01/(1 - 0,01) = 0,0101$ kg nicotin/kg nước. $F = 100$ kg suy ra $A = 100 (1 - 0,01) = 99$ kg nước. Theo hình 8.14, trên trục hoành điểm F có $x'_F = 0,0101$. Từ F vẽ đường FD có hệ số góc $-99/150 = -0,66$ cắt đường cân bằng tại D có $x'_1 = 0,00425$ và $y'_1 = 0,00380$, lượng nicotin trích được là $99(0,0101 - 0,00425) = 0,580$ kg, tỉ lệ nicotin trích được từ dung dịch là 58%.

b) Với mỗi đoạn trích hệ số góc đường làm việc là $-99/50 = -1,98$. Từ F vẽ đường làm việc có hệ số góc $-1,98$, lần lượt vẽ ba đường như trên hình vẽ, xác định được $x'_3 = 0,0034$ và lượng nicotin trích được là: $99 (0,0101 - 0,0034) = 0,663$ kg, tỉ lệ trích được là: 66,3%

8.3.3 Trích ly liên tục nhiều đoạn nghịch dòng



Hình 8.15: Trích ly nhiều đoạn nghịch dòng



Hình 8.16: Trích ly nhiều đoạn nghịch dòng

Sơ đồ hệ thống trích ly được trình bày trên hình 8.15. Dung dịch ban đầu đi vào đầu này, dung môi đi vào đầu kia, hai pha rafinat và pha trích liên tục đi ngược chiều qua mỗi đoạn, cuối cùng được hai dòng sản phẩm R_{N_p} và E_1 . Với cùng điều kiện phân riêng cho trước, quá trình này cần ít đoạn trích hơn quá trình nhiều đoạn giao dòng với cùng lượng dung môi hoặc cần ít dung môi hơn với cùng số đoạn trích.

Các phép tính được trình bày trên đồ thị tam giác vuông (H.8.16), trên đồ thị tam giác đều cách làm cũng tương tự. Cân bằng vật chất tổng cộng:

$$F + S = E_1 + R_{N_p} = M \quad (8.22)$$

Cân bằng cho dung chất C:

$$F x_F + S y_S = E_1 y_1 + R_{N_p} x_{N_p} = M x_M \quad (8.23)$$

$$x_M = \frac{Fx_F + Sy_S}{F + S} \quad (8.24)$$

từ đó xác định được M trên đoạn FS . Phương trình (8.22) còn cho thấy M nằm trên đoạn $R_{N_p} E_1$. Sắp xếp lại (8.22):

$$R_{N_p} - S = F - E_1 = \Delta_R \text{ tại} \quad (8.25)$$

với Δ_R là điểm sai biệt biểu diễn dòng sai biệt đi về phía đoạn N_p . Theo phương trình (8.25), kéo dài $R_{N_p} S$ và FE_1 sẽ cắt nhau tại Δ_R . Giao điểm này có thể nằm bên phải hoặc bên trái đồ thị. Cân bằng vật chất từ đoạn bất kỳ s đến đoạn N_p là

$$R_{s-1} + S = R_{N_p} + E_s \quad (8.26)$$

$$\text{hay} \quad R_{N_p} - S = R_{s-1} - E_s = \Delta_R \quad (8.27)$$

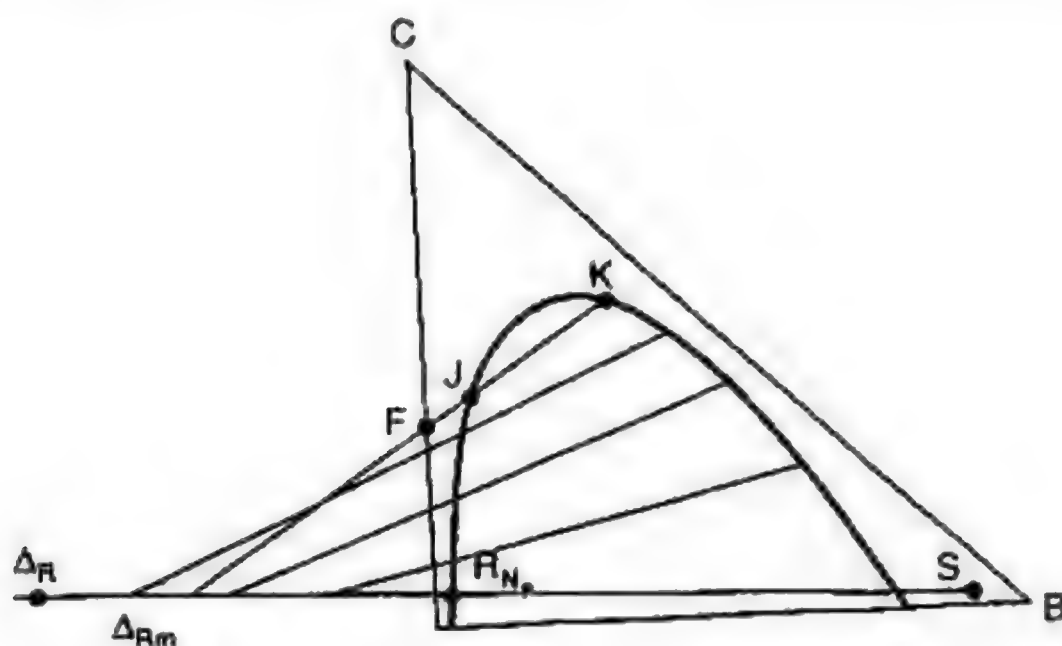
như vậy dòng sai biệt nằm giữa hai đoạn bất kỳ là không đổi và bằng Δ_R . Đường E_s , R_{s-1} kéo dài cũng đi qua Δ_R . Từ đó xác định số đoạn trích lý thuyết như sau:

- Xác định các điểm F, S, M, E_1, R_{N_p} và Δ_R , vẽ đối tuyến qua E_1 cho ta điểm R_1 vì R_1 và E_1 là hai pha cân bằng rời khỏi đoạn lý thuyết số một

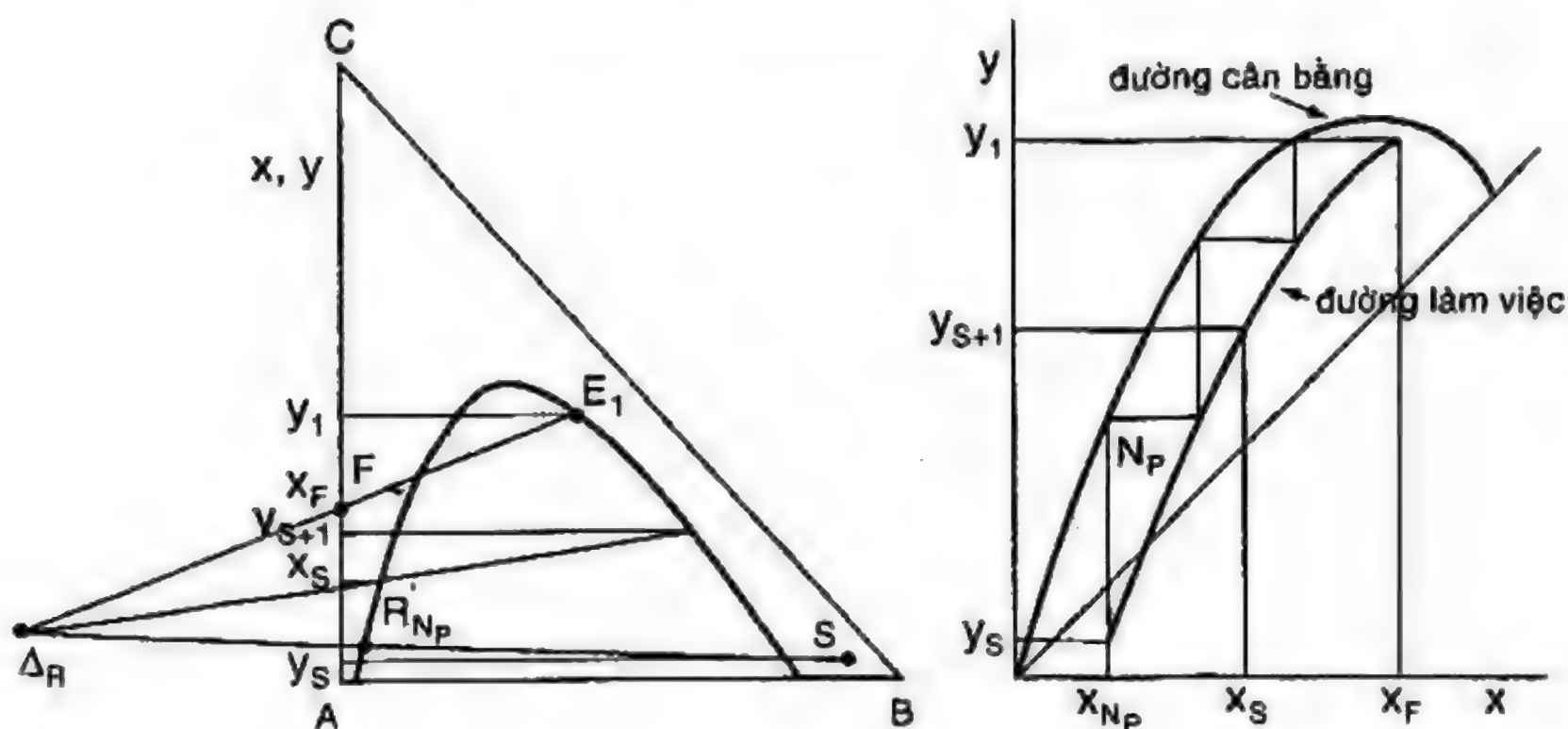
- Nối Δ_R với R_1 kéo dài sẽ cắt đường phân pha tại E_2 , đối tuyến qua E_2 cho $R_2 \dots$ Tiếp tục cho đến R_{N_p} . Số đối tuyến vẽ được là số đoạn trích lý thuyết.

- Khi tăng suất lượng dung môi, điểm M trên đường FS sẽ di chuyển về phía S làm cho Δ_R tiến về phía trái đồ thị, khi FE_1 song song R_{N_p} điểm Δ_R sẽ ra vô cực. Lượng dung môi tiếp tục tăng thì điểm Δ_R sẽ nằm bên phải đồ thị và phương pháp xác định số đoạn trích lý thuyết vẫn như trên.

- Nếu một đường xuất phát từ Δ_R trùng với một đối tuyến, số đoạn trích sẽ là vô cực ứng với lượng dung môi tối thiểu. Để xác định lượng dung môi tối thiểu, ta vẽ các đối tuyến kéo dài để cắt đường SR_{N_p} . Giao điểm nào nằm xa S nhất (nếu nằm bên trái đồ thị), gần S nhất (nếu nằm bên phải đồ thị) cho ta điểm sai biệt Δ_{R_m} ứng với lượng dung môi tối thiểu, số đoạn vô cực. Thông thường đối tuyến kéo dài qua F , đối tuyến JK chẳng hạn, sẽ xác định Δ_{R_m} , nhưng trên hình 8.17 không phải trường hợp này.



Hình 8.17: Xác định lượng dung môi tối thiểu cho trích ly nghịch dòng

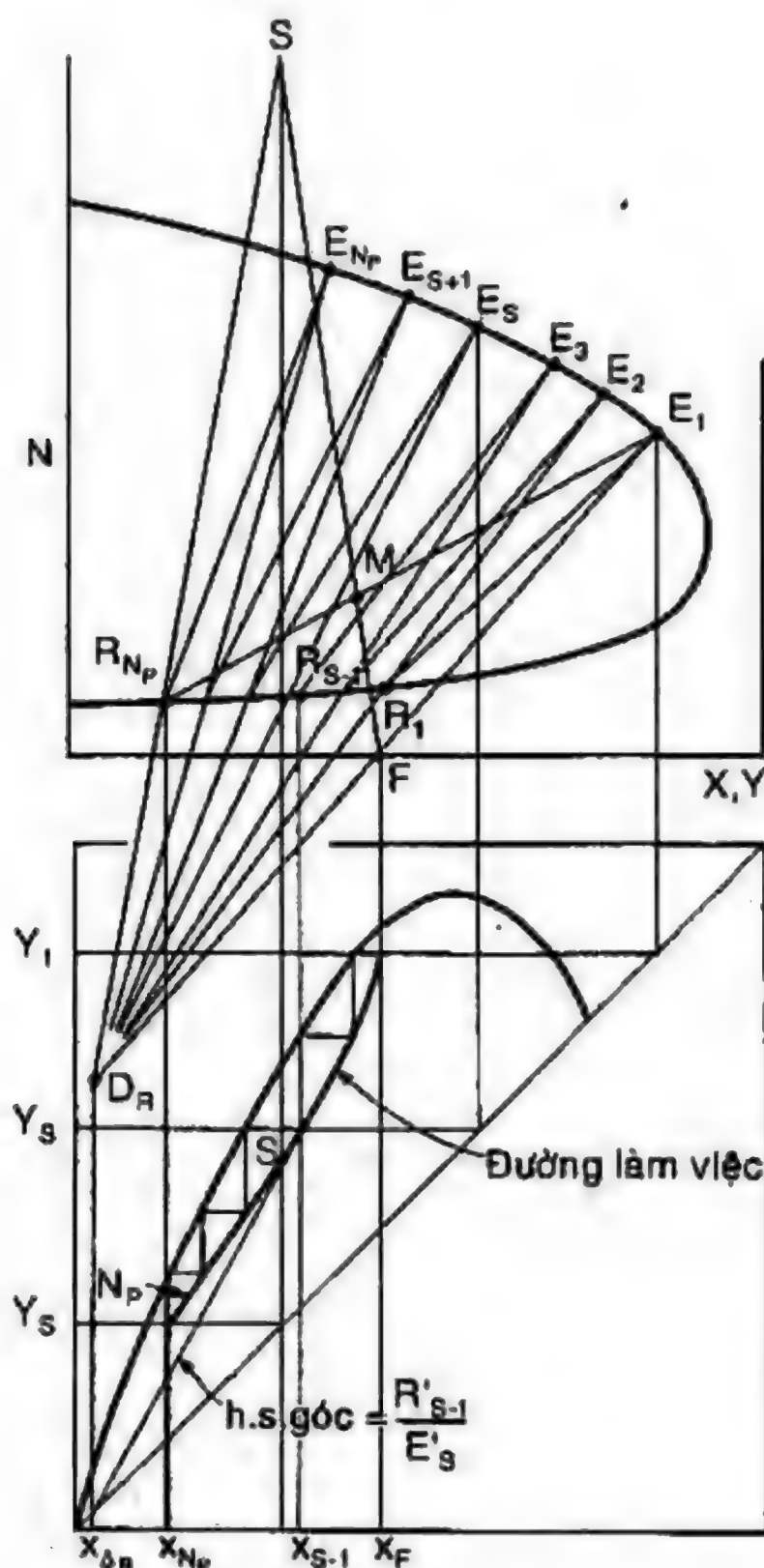


Hình 8.18: Chuyển từ đồ thị tam giác vuông sang tọa độ xy

Trong trường hợp số đoạn trích quá nhiều, xác định theo cách trình bày trên hình 8.18 sẽ tiện lợi hơn. Vẽ các đường bất kỳ từ Δ_R cắt đường cân bằng ở hai điểm, hai giao điểm này cho x_s và y_{s+1} là tọa độ một điểm nằm trên đường làm việc trên tọa độ xy. Vẽ đường bậc thang giữa đường làm việc và đường cân bằng sẽ xác định được số đoạn trích lý thuyết.

Hình 8.19 trình bày cách vẽ trên đồ thị không dung môi. Cân bằng vật chất tổng quát trên cân bản không dung môi:

$$F'' + S' = F_1' + R_{N_P}' = M' \quad (8.28)$$



Hình 8.19: Trích ly nghịch dòng trên tọa độ không dung môi 221

Thông thường nhập liệu không có B nên $F' = F$. M' nằm trên đường FS có X_M được xác định từ cân bằng cho C:

$$F'X_F + S'Y_S = M'X_M \quad (8.29)$$

Nếu dung môi B tinh khiết $S' = 0$; $S'Y_S = 0$; $F' = M'$; $X_M = X_F$ và điểm M nằm trên đường thẳng đứng kẻ từ F. Đường $E_1 R_{N_p}$ phải đi qua M, nên:

$$R'_{N_p} - S' = F' - E'_1 = \Delta'_R \quad (8.30)$$

Cân bằng từ đoạn s bất kỳ đến đoạn N_p là:

$$R'_{N_p} - S' = R'_{s-1} - E'_s = \Delta'_R \quad (8.31)$$

với đỉnh Δ'_R là điểm sai biệt trên cân bản không dung môi.

Đường $E_s R_{s-1}$ kéo dài phải đi qua Δ_R , do đó xác định số đoạn trích lý thuyết trên đồ thị này như sau:

Xác định các điểm F, S, M, E_1, R_{N_P} và Δ_R , đối tuyến từ E_1 cho R_1 , đường $\Delta_R R_1$ kéo dài xác định được $E_2 \dots$. Nếu dung môi B nguyên chất ($N_s = \infty$), đường $R_{N_P} \Delta_R$ thẳng đứng.

Cân bằng C từ đoạn s bất kỳ đến đoạn N_P

$$R'_{s-1} X'_s - E'_s Y_s = \Delta'_R X_{\Delta_R} \quad (8.32)$$

Cân bằng B :

$$R'_{s-1} N_{R,s-1} - E'_s N_{E_s} = \Delta'_R N_{\Delta_R} \quad (8.33)$$

Khử Δ'_R giữa các phương trình từ (8.30) đến (8.32)

$$\frac{R'_{s-1}}{E'_s} = \frac{Y_s - Y X_{\Delta_R}}{Y_{s-1} - Y_{\Delta_R}} - \frac{N_{E_s} - N_{\Delta_R}}{N_{R,s-1} - N_{\Delta_R}} \quad (8.34)$$

Như vậy tỉ số R'_{s-1}/E'_s có thể được xác định từ tỉ số độ dài $E_s \Delta_R / R_{s-1} \Delta_R$ ở phần trên đồ thị hình 8.19 hay hệ số góc của dây cung từ (X_{s-1}, Y_s) đến X_{Δ_R} trên đường 45° trên đồ thị dưới, như vậy điểm Δ_R tương tự như Δ_w trong chưng cất.

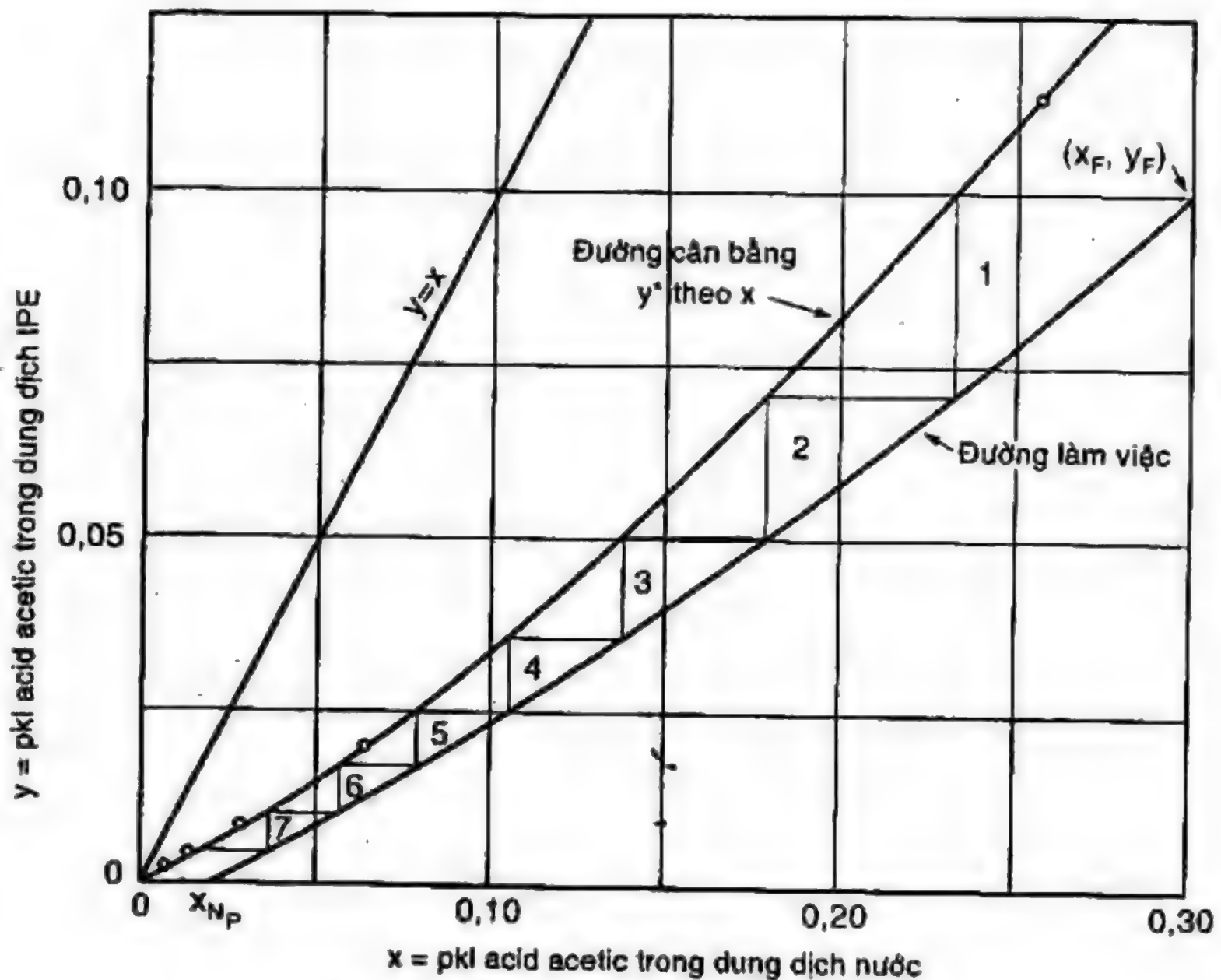
Khi tỉ số dung môi/nhập liệu tăng, Δ_R trên hình 8.19 sẽ di chuyển xuống dưới. Ngược lại, lượng dung môi giảm, Δ_R di chuyển lên trên, như vậy giao điểm cao nhất giữa đối tuyến kéo dài và đường $S R_{N_P}$ sẽ cho lượng dung môi tối thiểu.

Ví dụ 8.3: Dung dịch acid acetic (C) - nước (A) có nồng độ 30% khối lượng acid, suất lượng 2000 kg/h được trích liên tục nghịch dòng bằng ether isopropyl (B) để giảm nồng độ acid trong pha rafinat còn 2% trên cân bản không dung môi.

a) Xác định lượng dung môi cần thiết tối thiểu.

b) Xác định số đoạn trích lý thuyết nếu suất lượng dung môi là 5000 kg/h.

Giải: Dữ kiện cân bằng của ví dụ 8.1 được vẽ lên (H.8.20).



Hình 8.20: Lời giải cho ví dụ 8.3

à) $F = 2000 \text{ kg/h}$; $x_F = 0,3$ phân khối lượng acid tương ứng với điểm F trên hình, R_{Np} được xác định trên cạnh AC có 2% acid, giao điểm của đường BR'_{Rp} cắt đường cân bằng phía nhiều nước cho R_{Np} . Trong trường hợp này đối tuyến J kéo dài (đi qua F) cắt BR_{Np} cho bên phải đồ thị. Tương ứng với F xác định được E_{1m} trên nhánh đường cân bằng phía nhiều dung môi. Tại E_{1m} suy ra $y_1 = 0,143$. Đường $E_{1m} R_{Np}$ cắt FB tại M_m và $x_{M_m} = 0,114$.

Từ phương trình (8.24):

$$B_m = \frac{Fx_F}{x_{M_m}} - F = \frac{2000(0,34)}{0,114} - 2000 = 3260 \text{ kg/h}$$

b) Với $B = 5000 \text{ kg/h}$; $x_M = \frac{F \cdot x_F}{F + B} = \frac{2000 \times 0,30}{2000 + 5000} = 0,0857$, xác định được điểm M trên FB , đường $R_{Np}M$ kéo dài cho E_1 và $y_1 = 0,10$. Đường FE_1 kéo dài cắt $R_{Np}B$ tại Δ_R . Các đường bất kỳ OKL được vẽ cho y_{i+1} tại K và x_i tại L như sau.

y_{i+1}	0	0,01	0,02	0,04	0,06	0,08	0,10 = y_1
x_i	0,02	0,055	0,090	0,150	0,205	0,250	0,30 = x_F

Số đoạn trích lý thuyết xác định được là bằng 8 (H.8.20). Khối lượng pha trích thu được là:

$$E_1 = \frac{M(x_M - x_{N_P})}{y_1 - x_{N_P}} = \frac{7000(0,0857 - 0,02)}{0,10 - 0,02} = 5750 \text{ kg/h}$$

và $R_{N_P} = M - E_1 = 7000 - 5750 = 1250 \text{ kg/h}$

Hai chất lỏng không hòa tan: Khi hai chất lỏng A và B không hòa tan, tính số đoạn trích lý thuyết sẽ đơn giản hơn với thành phần được biểu diễn theo x', y' . Cân bằng vật chất tổng cộng cho cấu tử C:

$$By'_S + Ax'_F = By'_1 + Ax'_{N_P} \quad (8.35)$$

hay $\frac{A}{B} = \frac{y'_1 - y'_S}{x'_F - x'_{N_P}} \quad (8.36)$

(8.36) là phương trình đường thẳng làm việc có hệ số góc A/B đi qua các điểm (x'_F, y'_1) và (x'_{N_P}, y'_S) . Tương tự, từ đoạn 1 đến đoạn thứ s:

$$\frac{A}{B} = \frac{y'_1 - y'_{s+1}}{x'_F - x'_s} \quad (8.37)$$

x' và y' có thể biểu diễn theo khối lượng/thể tích với A và B là lưu lượng, thể tích/thời gian.

Trong trường hợp đặc biệt đường cân bằng có hệ số góc không đổi $m' = y'^*/x'$, từ chương 4 ta có:

$$\frac{x'_F - x'_{N_P}}{x'_F - y'_S/m'} = \frac{(m'B/A)^{N_P+1} - m'B/A}{(m'B/A)^{N_P+1} - 1} \quad (8.38)$$

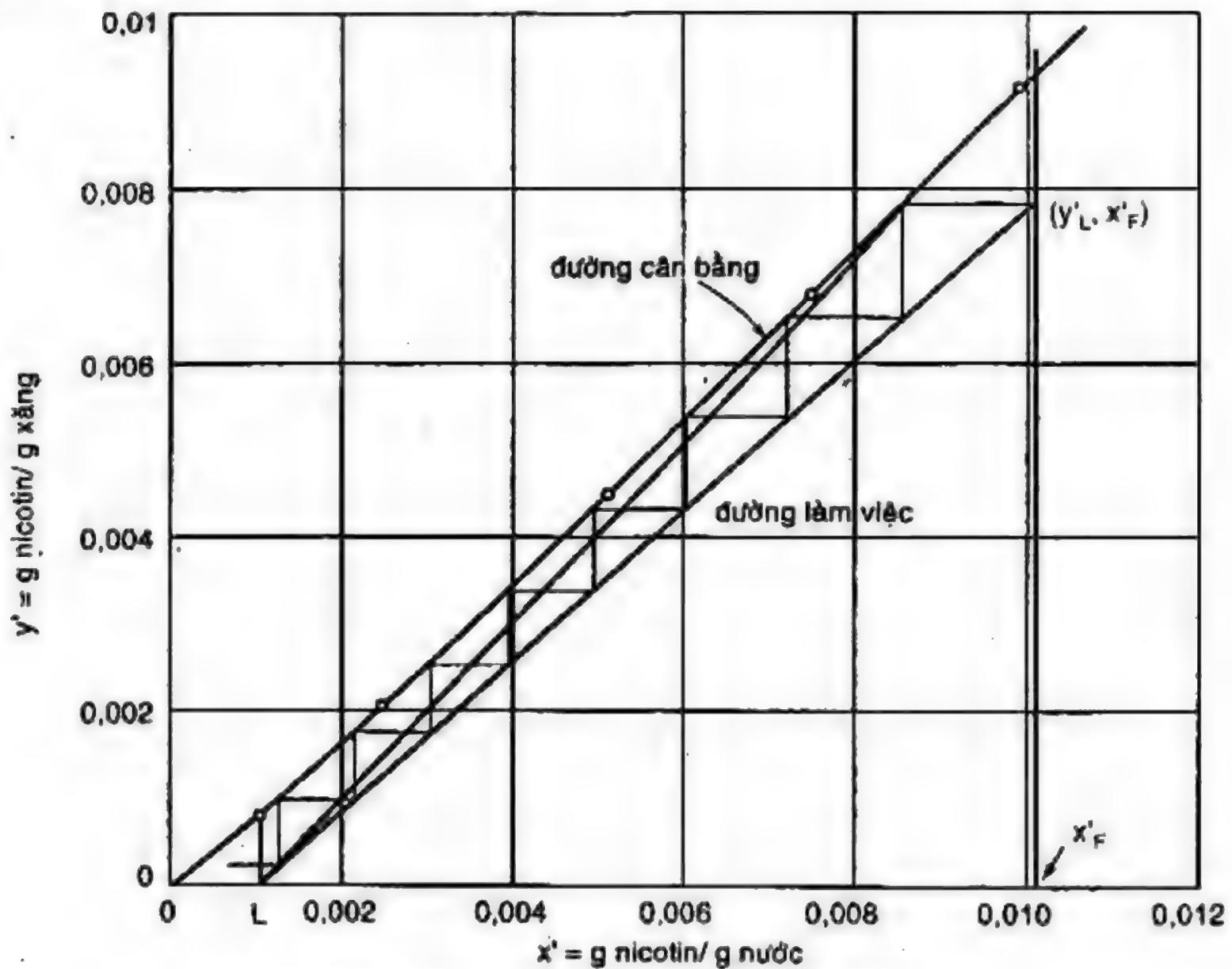
với $m'B/A$ là thừa số trích ly.

Ví dụ 8.4: Dung dịch nicotin (C) - nước (A) có nồng độ 1% nicotin, suất lượng 1000 kg/h được trích liên tục nghịch dòng bằng một loại xăng ở 20°C để giảm nồng độ nicotin xuống còn 0,1%.

a) Xác định suất lượng dung môi tối thiểu.

b) Xác định số đoạn trích lý thuyết nếu sử dụng suất lượng dung môi bằng 1150 kg/h.

Giải: Dữ kiện cân bằng từ ví dụ 8.2 được vẽ trên hình 8.21.



Hình 8.21: Lời giải cho ví dụ 8.4

a) $F = 1000 \text{ kg/h}$; $x_F = 0,01$; $A = 1000 (1 - 0,01) = 990 \text{ kg/h}$

$$y_S = 0; x'_F = \frac{0,01}{1 - 0,01} = 0,0101 \text{ kg nicotine/kg nước}$$

$$x_{N_P} = 0,001; x'_{N_P} = \frac{0,001}{1 - 0,001} = 0,001001 \text{ kg nicotine/kg nước}$$

Đường làm việc bắt đầu từ điểm $L(y' = 0; x' = 0,001001)$ đi qua điểm K trên đường cân bằng ứng với số mâm vô cực tại $x'_F, y'_K = 0,0093$.

Do đó $A/B_m = 0,0093 - 0 / (0,0101 - 0,001001) = 1,021$

và $B_m = A/1,021 = 990/1,201 = 969 \text{ kg xăng/h}$

b) $B = 1150 \text{ kg/h}$; $A/B = 990/1150 = 0,860$

Theo (8.36): $\frac{y'_1}{x'_F - x'_{N_1}} = \frac{y'_1}{0,0101 - 0,001001} = 0,860$

$$y'_1 = 0,00782 \text{ kg nicotine/kg xăng}$$

Đường làm việc được vẽ từ L đến điểm (y'_1, x'_F) và xác định được 8.3 đoạn trích lý thuyết.

Một cách khác là tính theo đồ thị trong chương 5. Tại phía thiết bị có dung dịch loãng $m' = 0,798$ và $m'B/A = 0,798 (1150)/990 = 0,928$ tại thiết bị có dung dịch nồng độ cao, $m' = 0,953$ và:

$$m'B/A = 0,953 (1150)/990 = 1,110.$$

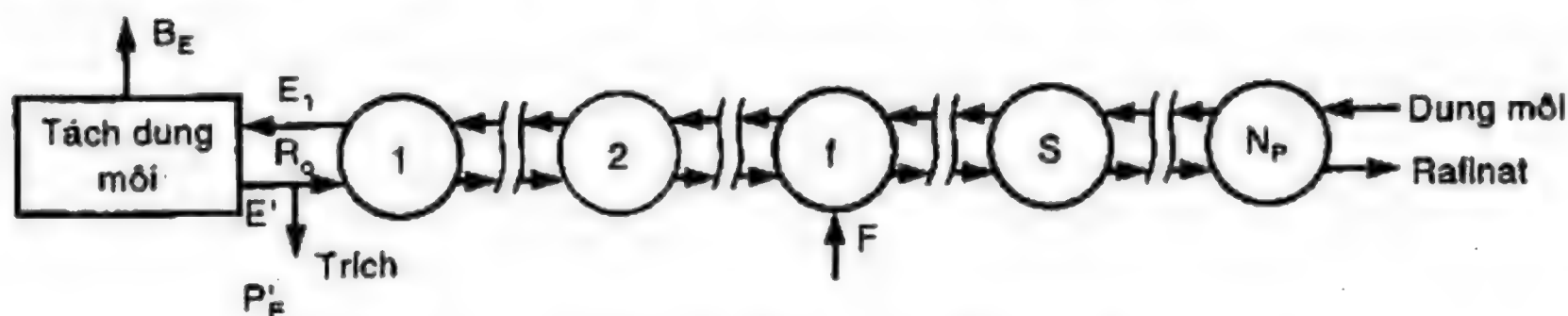
Giá trị trung bình:

$$(0,928 \times 1,110)^{0,5} = 1,01; \quad \frac{x'_{NP}}{x'_F} = \frac{0,001001}{0,0101} = 0,099$$

Hình 4.15 cho thấy cần 8.4 đoạn trích lý thuyết.

8.3.4 Trích ly liên tục nghịch dòng có hoàn lưu

Trong quá trình trích ly liên tục nghịch dòng, dòng sản phẩm trích có nồng độ lớn nhất khi đạt cân bằng với dòng nhập liệu. Việc sử dụng dòng hoàn lưu của pha trích làm cho pha trích có nồng độ cao hơn, tương tự như trường hợp hoàn lưu của tháp chưng cất. Dòng hoàn lưu pha rafinat không cần thiết. Sơ đồ được trình bày trên hình 8.22.



Hình 8.22: Trích ly nghịch dòng có hoàn lưu

Dòng nhập liệu được đưa vào tại một đoạn thích hợp. Bên trái nhập liệu, nồng độ C trong pha trích tăng dần nhờ quá trình tiếp xúc nghịch dòng với pha rafinat có nhiều C . Pha rafinat này được tạo nên bằng việc tách dung môi ra khỏi pha trích E_1 để cho dòng E' không có dung môi, một phần E' được lấy ra làm sản phẩm và một phần thành dòng hoàn lưu R_0 . Bên phải nhập liệu là phần thu hồi dung chất C trong pha rafinat bằng cách cho tiếp xúc nghịch dòng với dung môi.

Xác định số đoạn trích lý thuyết trong trường hợp này bằng đồ thị tam giác là không tiện nên ta sẽ sử dụng đồ thị N, X, Y . Với phần thu hồi dung chất bên phải sơ đồ hình 8.22, ta sử dụng các phương trình cho quá trình trích ly liên tục nghịch dòng, (8.31) đến (8.34).

Trong phần trích bên trái đồ thị, cân bằng cho $A + C$ quanh thiết bị tách dung môi:

$$E'_1 = E' = P'_E + R'_o \quad (8.39)$$

Đặt ΔE là dòng sai biệt trên cân bản không dung môi đi về trái:

$$\Delta'_E = P'_E \quad (8.40)$$

$$\text{với nồng độ } C: X_{\Delta E} = X_{P_E} \quad (8.41)$$

$$\text{với nồng độ } B: B_E = \Delta'_E N_{A_E} \quad (8.42)$$

Điểm Δ_E được vẽ trên hình 8.23 cho trường hợp hệ có hai đôi chất hòa tan một phần. Cân bằng phần trích tới đoạn e cho $A + C$:

$$E'_{e+1} = P'_E + R'_e = \Delta'_E + R'_e \quad (8.43)$$

$$\text{hay} \quad \Delta'_E = E'_{e+1} - R'_e \quad (8.44)$$

$$\text{Cân bằng cho } C: \Delta'_E X_{\Delta E} = E'_{e+1} Y_{e+1} - R'_e X_e \quad (8.45)$$

$$\text{Cân bằng cho } B: \Delta'_E N_{\Delta E} = E'_{e+1} N_{E,e+1} - R'_e N_{R_e} \quad (8.46)$$

Vì e là một đoạn bất kỳ nên các đường từ cắt đường cân bằng trên hình 8.23 tại các điểm biểu diễn pha trích và pha rafinat chuyển động nghịch dòng giữa hai đoạn. Δ_E là điểm sai biệt, có giá trị không đổi cho tất cả các đoạn trong phần trích. có tọa độ là:

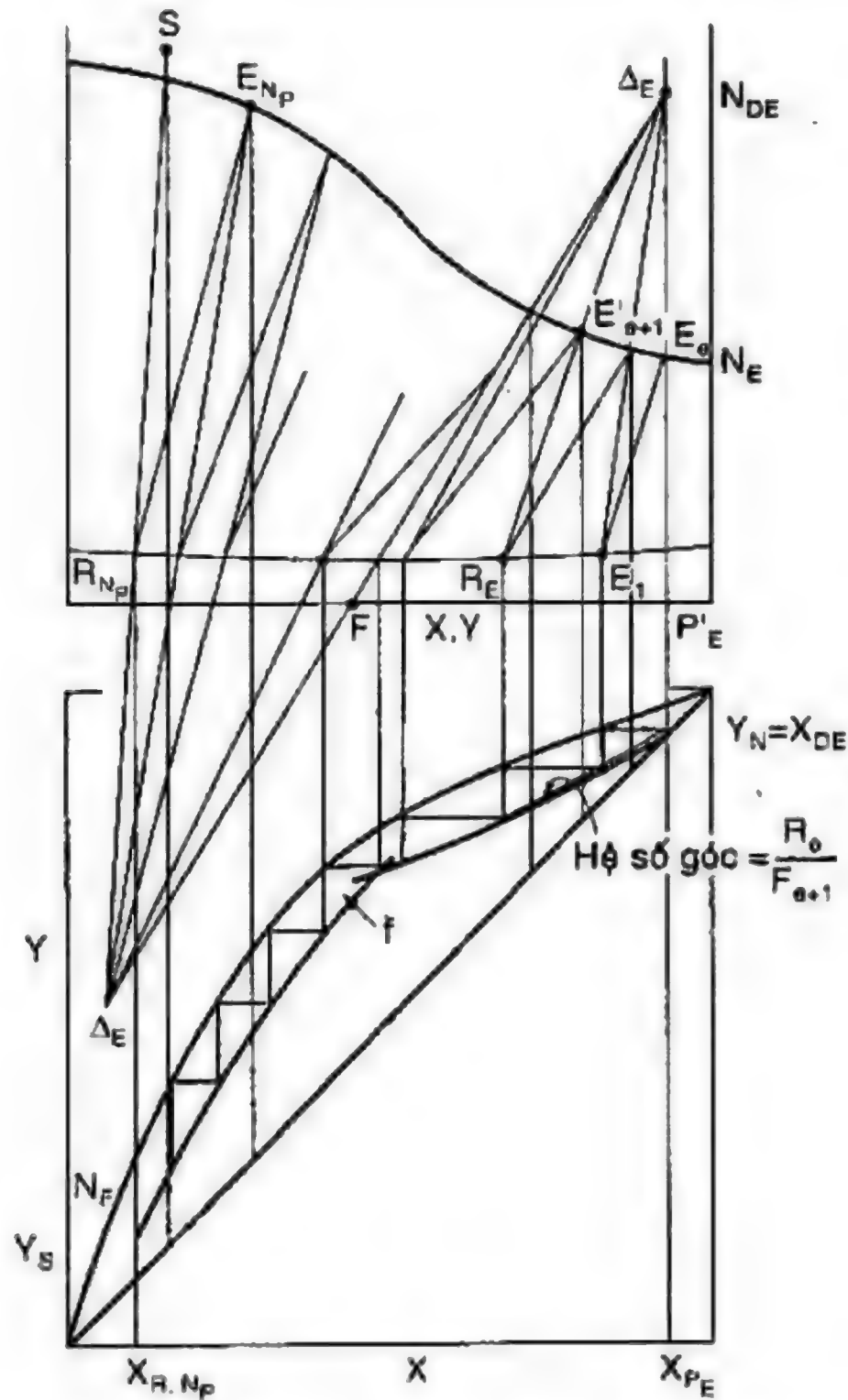
$$\Delta'_E \begin{cases} N_{\Delta E} = \frac{B r_a}{(A+C) r_a} \\ X_{\Delta E} = \frac{C r_a}{(A+C) r_a} \end{cases}$$

Các đối tuyến và các đường khác nhau từ Δ_E sẽ được xác định số đoạn, bắt đầu từ đoạn 1 và tiếp tục đến đoạn nhập liệu. Phần thu hồi dung chất được xác định như trích ly nghịch dòng bình thường. Tất cả được trình bày trên hình 8.23. Giải phương trình (8.43) với (8.45) và (8.46) cho ta tỉ số hoàn lưu bên trong tại một đoạn bất kỳ:

$$\frac{R'_e}{E'_{e+1}} = \frac{N_{\Delta E} - N_{E,e+1}}{N_{\Delta E} - N_{R_e}} = \frac{X_{\Delta E} - X_{E,e+1}}{X_{\Delta E} - X_{R_e}} = \frac{\text{đoạn } \Delta E E_{e+1}}{\text{đoạn } \Delta E R_e} \quad (8.47)$$

Tỉ số này có thể được tính từ độ dài của các đoạn thẳng ở phần trên đồ thị hình 8.23 hay từ hệ số góc của dây cung trên đồ thị dưới. Tỉ số hoàn lưu ngoại là:

$$\frac{R'_o}{P'_E} = \frac{R_o}{P_E} = \frac{N_{\Delta E} - N_{E_1}}{N_{E_1}} \quad (8.48)$$



Hình 8.23: Trích ly liên tục nghịch dòng có hoàn lưu

có thể được dùng để xác định Δ_E khi biết tỉ số hoàn lưu, cân bằng vật chất cho toàn bộ quá trình. Với $A + C$:

$$F' + S' = P_E' + R_{N_t}' \quad (8.49)$$

Kết hợp với phương trình (8.30) và (8.40):

$$F' = \Delta_R' + \Delta_E' \quad (8.50)$$

thông thường $F = F'$. Do đó, 3 điểm F , Δ_R , Δ_E thẳng hàng. Vị trí thích hợp của đoạn nhập liệu tương ứng với đối tuyến cắt ngang đường $\Delta_E F \Delta_R$. Vị trí của Δ_E càng cao (do đó Δ_R càng thấp) thì tỉ số hoàn lưu càng lớn và số đoạn trích càng nhỏ. Khi R_0 / P_E' là vô cực (hoàn lưu toàn phần), $N_{\Delta_E} \rightarrow \infty$, số đoạn là tối thiểu. Số đoạn trích vô cực khi đường xuất

phát từ Δ_R hay Δ_E trùng với đối tuyến ứng với tỉ số hoàn lưu tối thiểu. Thông thường, đối tuyến vẽ qua F kéo dài cho Δ_{E_m} và Δ_{R_m} .

Ví dụ 8.5: Dung dịch có 50% etilbenzen (A) và 50% styren (C), suất lượng 1000 kg/h được tách thành hai dòng sản phẩm chứa lần lượt 10% và 90% styren bằng dung môi dietilenglycol.

- Xác định số đoạn trích lý thuyết tối thiểu.
- Xác định tỉ số hoàn lưu tối thiểu.
- Xác định số đoạn trích lý thuyết và suất lượng các dòng với tỉ số hoàn lưu bằng 1,5 lần tỉ số hoàn lưu tối thiểu.

Giải: Dữ kiện cân bằng trên căn bản không dung môi được cho ở bảng sau:

Bảng 8.4: Dữ kiện cân bằng cho hệ etilbenzen - styren - etilenglycol

Dung dịch nhiều hidrocarbon		Dung dịch nhiều dung môi	
X, kg styren/kg hidrocarbon	N, kg glycol/kg hidrocarbon	Y*, kg styren/kg hidrocarbon	N, kg glycol/kg hidrocarbon
0	0,00675	0	8,62
0,0870	0,00817	0,1429	7,71
0,1883	0,00938	0,273	6,81
0,288	0,01010	0,386	6,04
0,384	0,01107	0,480	5,44
0,458	0,01215	0,557	5,02
0,464	0,01215	0,565	4,95
0,561	0,01410	0,655	4,46
0,573	0,01405	0,674	4,37
0,781	0,01833	0,833	3,47
1,00	0,0256	1,00	2,69

Số liệu trên được vẽ lên tọa độ không dung môi (H.8.24) $F = 1000$ kg/h; $X_F = 0,5$ phân khối lượng styren; $X_{P'E} = 0,9$; $X_{R,N_P} = 0,1$. Xác định điểm $E_1, N_{E_1} = 3,10$.

a) Số đoạn trích lý thuyết tối thiểu được xác định bằng cách vẽ các đối tuyến từ E_1 , đường thẳng đứng từ R_1 , đối tuyến từ $E_2 \dots$ cho đến khi đạt đến pha rafinat. Số đoạn tối thiểu ứng với số đối tuyến được vẽ trên hình là 9,5.

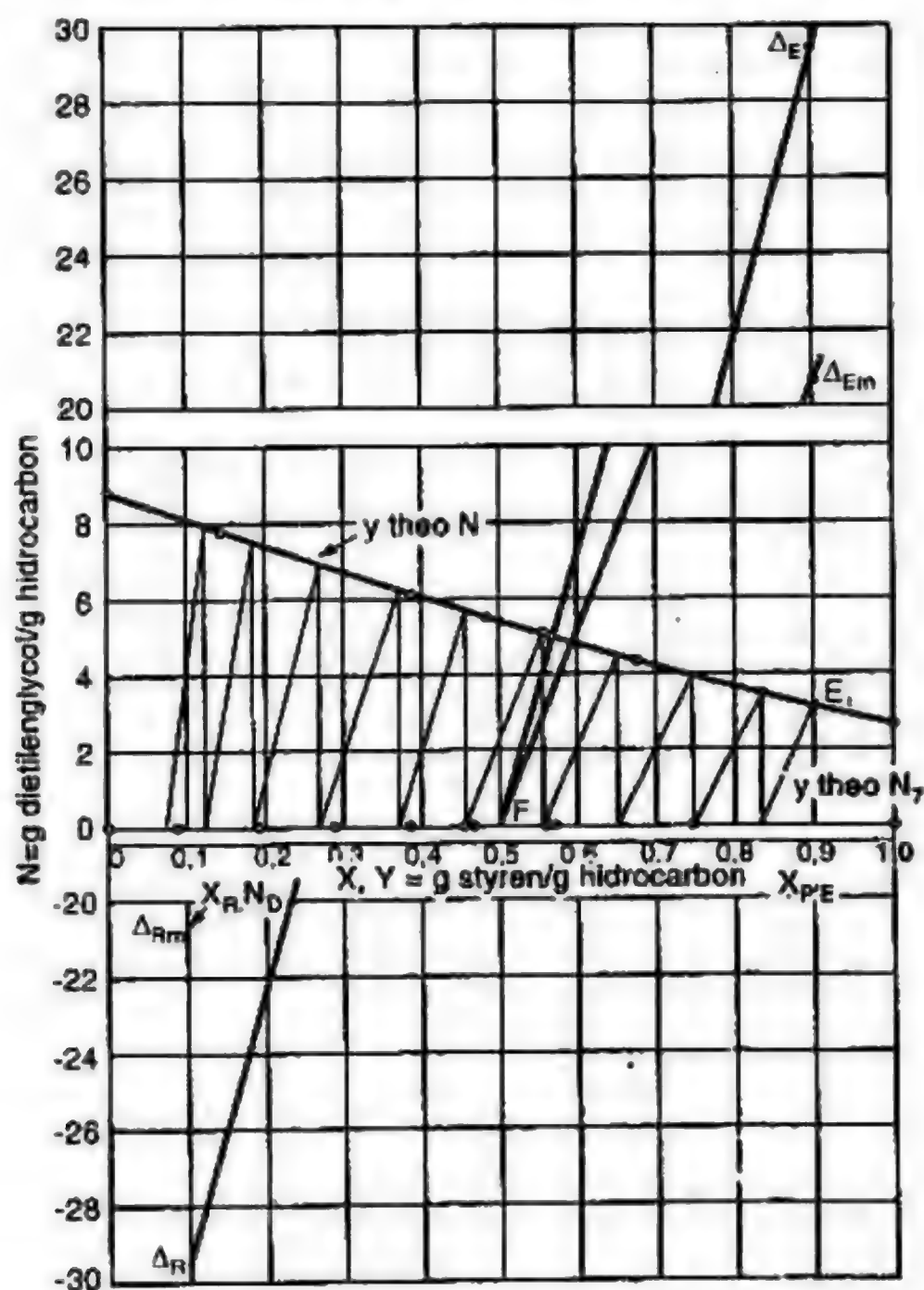
b) Đối tuyến kéo dài qua điểm F cho ta tỉ số hoàn lưu tối thiểu từ các giao điểm xa nhất của Δ_{E_m} và Δ_{R_m} đến đường $N = 0$. Trên hình 8.24, $N_{\Delta_{E_m}} = 20,76$

$$(8.48): \left(\frac{R_o}{P_E}\right)_m = \frac{20,76 - 3,1}{3,1} = 5,70 \text{ kg hoàn lưu/kg sản phẩm trích}$$

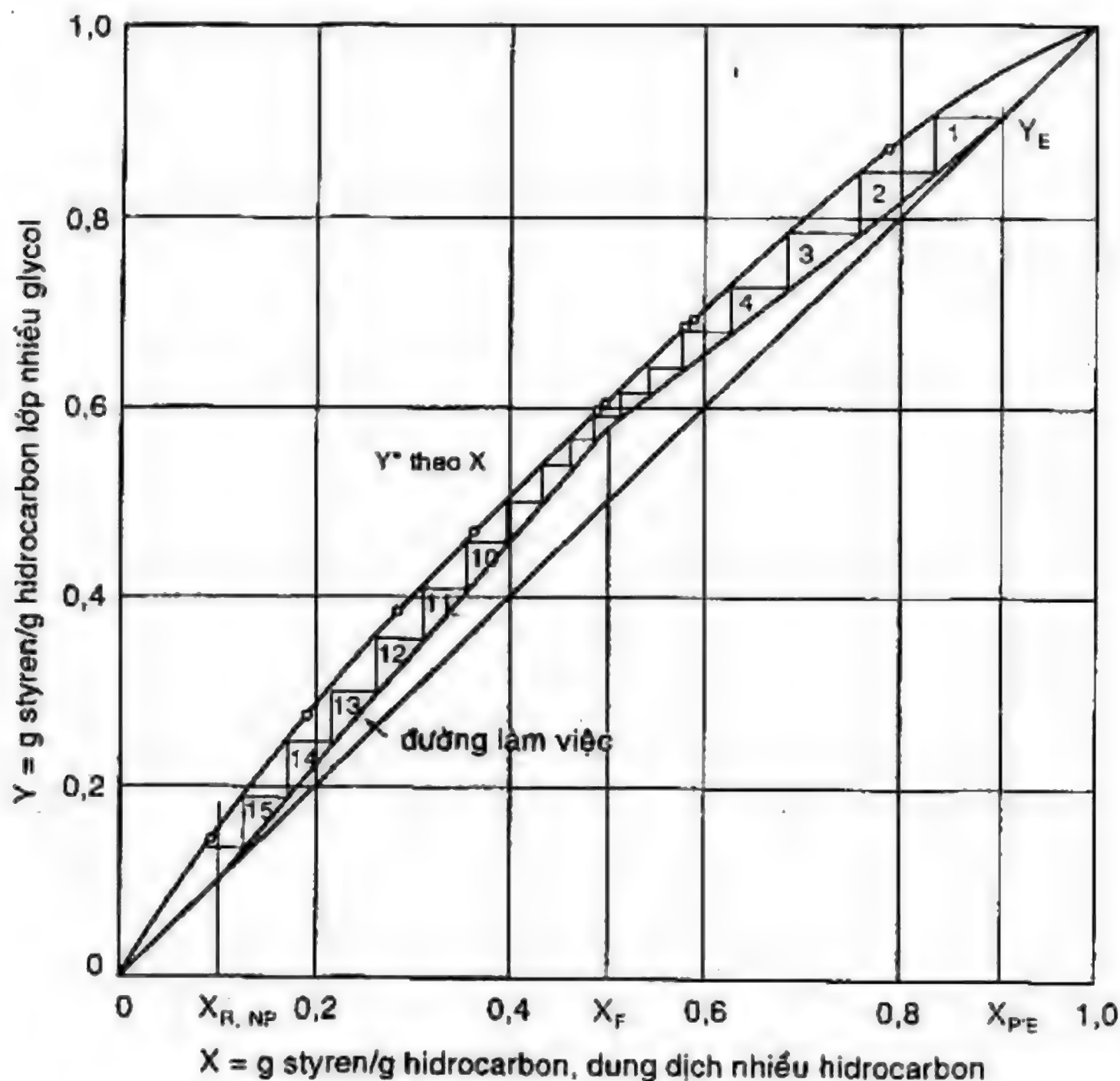
c) Với $R_o/P_E = 1,5 \times 5,70 = 8,55 \text{ kg hoàn lưu/kg sản phẩm trích}$

$$(8.48): 8,55 = \frac{N_{\Delta E} - 3,1}{3,1}$$

Suy ra $N_{\Delta E} = 29,6$. Xác định được Δ_E . Vẽ đường thẳng từ Δ_E qua F cắt đường $X = 0,10$ tại $\Delta_R = -29,6$. Vẽ các đường bất kỳ từ Δ_E và Δ_R , giao điểm của chúng với đường cân bằng cho ta tọa độ của các điểm trên đường làm việc (H.8.25). Số liệu cân bằng được vẽ lên (H.8.25). Xác định được số đoạn trích lý thuyết là 15,5 và nhập liệu được đưa vào đoạn thứ 7 tính từ phía đầu sản phẩm trích.



Hình 8.24: Lời giải cho ví dụ 8.5



Hình 8.25: Lời giải cho ví dụ 8.5

Từ hình 8.24: $X_{R,NP} = 0,10$; $N_{R,NP} = 0,0082$. Cân bằng vật chất tổng quát:

$$F = 1000 = P'_E + R'_{NP}$$

Cân bằng cho C: $FX_F = 500 = P'_E(0,9) + R'_{NP}(0,10)$

Giải ra được: $P'_E = R'_{NP} = 500 \text{ kg/h}$

$$R_o = R'_o = 855 \quad P'_E = 8,55 (500) = 4275 \text{ kg/h.}$$

$$(8.39): \quad E'_1 = R'_o + P'_E = 4275 + 500 = 4775 \text{ kg/h}$$

$$R_E = E'_1 N_{E1} = 4775(3,10) = 14800 \text{ kg/h}$$

$$E_1 = B_E + E'_1 = 14800 + 4775 = 19575 \text{ kg/h}$$

$$R_{NP} = R'_{NP} (1 + N_{R,NP}) = 500(1,0082) = 504 \text{ kg/h}$$

$$S = B_E + R'_{NP} \cdot N_{R,NP} = 14800 + 500(0,0082) = 14804 \text{ kg/h}$$

8.3.5 Hiệu suất đoạn

Hiệu suất đoạn Murphree có thể biểu diễn theo pha trích E_{ME} hoặc pha rafinat E_{MR} .

$$E_{ME} = \frac{y_m - y_{m+1}}{y_m^* - y_{m+1}}; \quad E_{MR} = \frac{x_{m-1} - x_m}{x_{m-1} - x_m^*} \quad (8.51)$$

với x_m và y_m là thành phần thực của pha rafinat và pha trích rời đoạn trích thứ m và y_{m+1} , x_{m-1} là thành phần của hai pha vào đoạn thứ m . Hiệu suất tổng quát E_o là tỉ số giữa số đoạn trích lý thuyết với số đoạn thực.

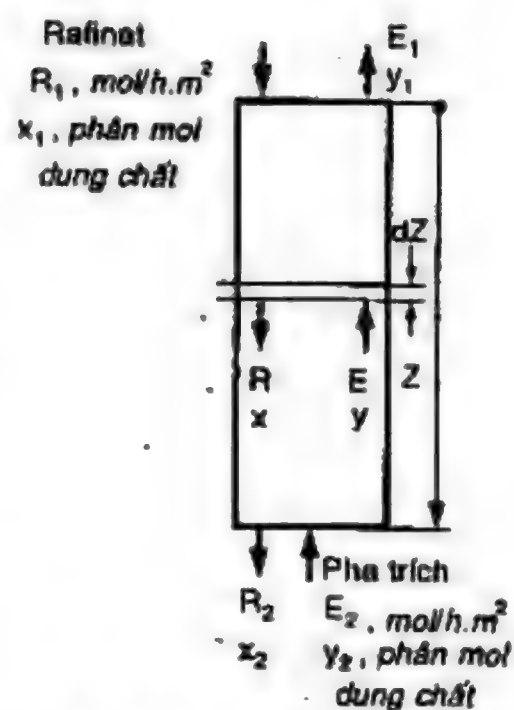
Số liệu về hiệu suất của quá trình trích ly thường được xác định bằng thực nghiệm và sự khái quát hóa trong trường hợp này rất giới hạn. Với hệ trích gồm nhiều bình khuấy, hiệu suất tổng quát có thể lấy từ $0,75 \div 1,0$. Mặt khác với một bình khuấy có tấm chặn, hiệu suất Murphree có thể bằng 1,0 với các hệ có sức căng bề mặt lớn, sự phân tán khó.

Với thiết bị trích loại tháp mâm xuyên lỗ, hiệu suất biến đổi rất rộng từ khoảng 0,02 cho hệ có sức căng bề mặt lớn, đến bằng 1,0 cho hệ có sức căng bề mặt nhỏ. Thông thường các giá trị này ở trong khoảng từ $0,25 \div 0,50$. Hiệu suất mâm tăng theo khoảng cách mâm vì thời gian tiếp xúc pha tăng tương ứng. Tuy nhiên điều này chỉ có giá trị với khoảng cách mâm nhỏ hơn 450 mm.

8.4 QUÁ TRÌNH TIẾP XÚC PHA LIÊN TỤC

Tương tự như trong quá trình hấp thu, chưng cất, tháp trích ly tiếp xúc liên tục như hình 8.26 trong đó hai pha chuyển động liên tục nghịch dòng (trong hình cho thấy pha rafinat là pha nặng nếu pha trích là pha nặng sẽ chảy từ trên xuống).

Tương tự như trong quá trình hấp thu, phương trình xác định chiều cao phần tiếp xúc pha liên tục như sau:



Hình 8.26: Thiết bị tiếp xúc pha liên tục

$$Z = H_{tOR} \cdot N_{tOR} = H_{tOE} \cdot N_{tOE} \quad (8.52)$$

$$H_{tOR} = \frac{R}{K_R a (1-x)_{lm}^*} \quad (8.53)$$

$$H_{tOE} = \frac{E}{K_E a (1-y)_{lm}^*} \quad (8.54)$$

$$N_{tOR} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{lm}^* dx}{(1-x)(x-x^*)} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x-x^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_2}{1-x_1} \quad (8.55)$$

$$N_{tOE} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{lm}^* dy}{(1-y)(y^*-y)} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y^*-y} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_1}{1-y_2} \quad (8.56)$$

$$(1-x)_{lm}^* = \frac{(1-x^*) - (1-x)}{\ln[(1-x^*)/(1-x)]} \quad (8.57)$$

$$(1-y)_{lm}^* = \frac{(1-y) - (1-y^*)}{\ln[(1-y)/(1-y^*)]} \quad (8.58)$$

với: x, y - nồng độ dung chất trong pha rafinat, pha trích tính theo phân mol.

R, E - suất lượng pha rafinat, pha trích qua một đơn vị tiết diện tháp, mol/h .

K_R, K_E - hệ số truyền khối tổng quát tính theo pha rafinat, pha trích, $mol/h \cdot (phân mol) \cdot m^2$

a - diện tích bề mặt tiếp xúc pha, m^2/m^3 .

Nếu x, y biểu diễn theo phân khối lượng

$$N_{tOR} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x-x^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_2}{1-x_1} + \frac{1}{2} \ln \frac{x_2(r-1)+1}{x_1(r-1)+1} \quad (8.59)$$

$$N_{tOE} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y^*-y} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_1}{1-y_2} + \frac{1}{2} \ln \frac{y_1(r-1)+1}{y_2(r-1)+1} \quad (8.60)$$

với r là tỉ số khối lượng phân tử giữa A với C, và giữa B với C. Nếu theo tỉ số khối lượng:

$$N_{tOR} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx'}{x'-x'^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+rx_1}{1+rx_1} \quad (8.61)$$

$$N_{tOE} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy'}{y'^*-y'} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+ry_1}{1+ry_1} \quad (8.62)$$

Dung dịch loãng: Với dung dịch loãng chỉ số hạng tích phân trong biểu thức tính N_{TOR} và N_{TOE} là có ý nghĩa. Ngoài ra nếu đường cân bằng và đường làm việc là đường thẳng, tương tự như chương 6 ta có

$$N_{TOR} = \frac{x_1 - x_2}{(x - x^*)_{lm}}; \quad N_{TOE} = \frac{y_1 - y_2}{(y^* - y)_{lm}} \quad (8.63)$$

Các biểu thức theo hệ số truyền khối:

$$R(x_1 - x_2) = E(y_1 - y_2) = K_R a Z (x - x^*)_{lm} = K_E a Z (y - y^*) \quad (8.64)$$

với m là hệ số góc đường cân bằng, $m = y^*/x = y/x^*$, chứng minh tương tự như cho quá trình hấp thu.

$$N_{TOR} = \frac{\left[\frac{x_1 - y_2/m}{x_2 - y_2/m} \left(1 - \frac{R}{mE} \right) + \frac{R}{mE} \right]}{1 - R/mE} \quad (8.65)$$

$$N_{TOR} = \frac{\ln \left[\frac{y_2 - mx_1}{y_1 - mx_1} \left(1 - \frac{mE}{R} \right) + \frac{mE}{R} \right]}{1 - mE/R} \quad (8.66)$$

Ví dụ 8.6: Xác định số đơn vị truyền khối tổng quát cho quá trình trích ly như trong ví dụ 8.3 với suất lượng dung môi sử dụng là 5000 kg/h.

Giải: Định nghĩa x và y theo phân khối lượng acid acetic:

$$x_1 = x_F = 0,30; \quad y_2 = 0; \quad x_2 = 0,02; \quad y_1 = 0,10$$

Giản đồ được vẽ trên hình 8.20, từ giản đồ này xác định được giá trị x và tại những giá trị y khác nhau như sau.

x	0,30	0,25	0,20	0,15	0,10	0,05	0,02
x^*	0,230	0,192	0,154	0,114	0,075	0,030	0
$\frac{1}{x-x^*}$	14,30	17,25	20,75	27,8	40	50,0	50,0

Diện tích bên dưới đường cong $1/(x - x^*)$ theo x giữa hai đường $x = 0,30$ và $x = 0,02$ được xác định là 8,40. Trong các dung dịch này, độ hòa tan hỗ tương của nước và ether isopropyl là rất nhỏ do đó có thể lấy $r = 18/60 = 0,30$ nên theo (8.50):

$$N_{TOR} = 8,40 + \frac{1}{2} \ln \frac{1-0,02}{1-0,30} + \frac{1}{2} \ln \frac{0,02(0,30-1)+1}{0,30(0,30-1)+1}$$

vì hai đường làm việc và đường cân bằng gần song song nhau nên N_{TOR} gần bằng N_T

Ví dụ 8.7: Xác định số đơn vị truyền khối tổng quát cho quá trình trích ly trong ví dụ 8.4 khi sử dụng 1150 kg xăng/h.

Giải: Dùng nồng độ theo tỉ số khối lượng như trong ví dụ 8.4, $x_1' = x_F' = 0,0101$; $y_2' = 0$; $x_2' = 0,001001$; $y_1' = 0,0782$.

$$\text{Theo giản đồ hình 6.18: } \frac{x_2' - y_e'/m'}{x_1' - y_2'/m'} = \frac{0,001001}{0,0101} = 0,0909$$

$$\text{Giá trị trung bình: } \frac{mE}{R} = \frac{m'B}{A} = 1,01 \text{ (ví dụ 8.4). Từ H.6.18: } N_{\text{TOR}} = 8,8.$$

8.5 THIẾT BỊ TRÍCH LY

Bảng 8.5: Đặc trưng hoạt động của thiết bị trích ly thương mại

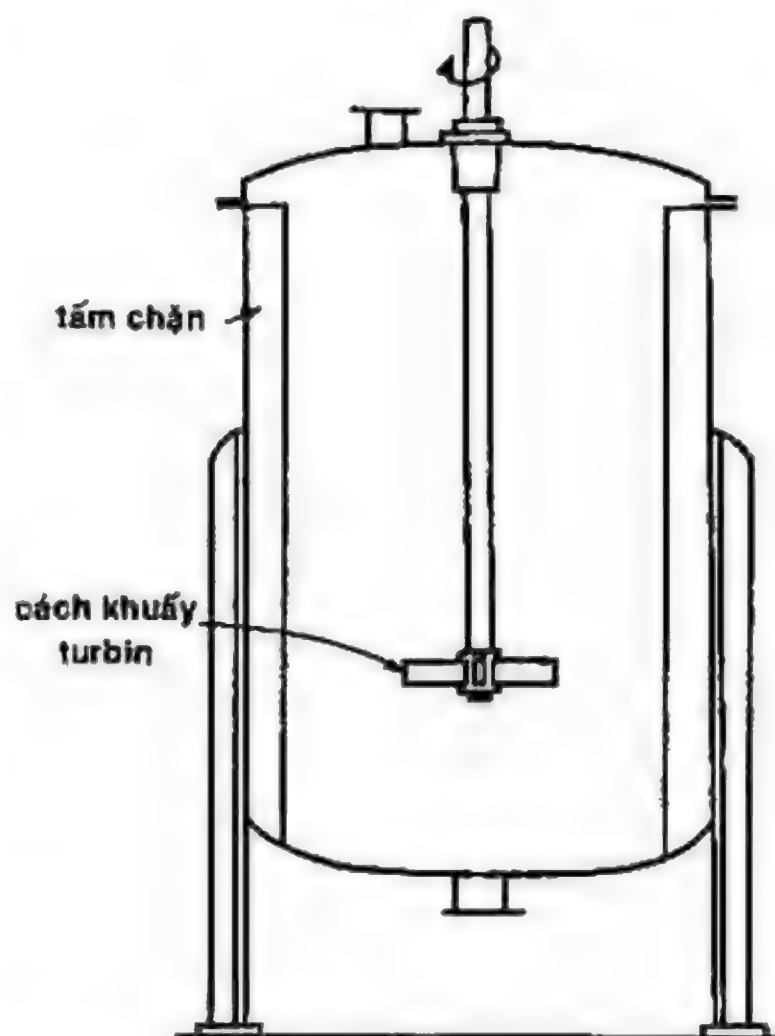
Loại	Năng suất $m^3/m^2 \cdot h$	Chiều cao đơn vị truyền khối HTU, m	Hiệu suất mâm, %	Khoảng cách mâm, m	Ứng dụng liêu biểu
Khuấy - lắng			75-100		Qui trình dầu nhờn Duo-Sol
Tháp phun	15-75	3-6			Trích amoniac từ muối trong qui trình sản xuất soda
Tháp chêm	6-45	1,5-6			Thu hồi phenol
Tháp mâm xuyên lỗ	3-60	0,3-6	6-24	0,75-1,75	Qui trình dầu nhờn Furfural
Tháp tấm chặn	18-30	1,2-1,8	5-10	0,10-0,15	Thu hồi acid acetic
Tháp khuấy	15-30	0,3-0,6	80-100	0,30-0,60	Hóa được và hóa chất hữu cơ

Trong quá trình trích ly lỏng-lỏng, cũng như trong các quá trình hấp thu, chưng cất, hai pha phải có sự tiếp xúc tốt để quá trình truyền vật chất và tách pha dễ dàng. Trong hấp thu và chưng cất, sự khuấy trộn và tách pha xảy ra dễ dàng và nhanh chóng. Tuy nhiên, trong trích ly hai pha có khối lượng riêng gần bằng nhau nên năng lượng tiêu tốn cho quá trình khuấy trộn và tách pha - nếu dòng chảy do trọng lực - là rất nhỏ so với trường hợp một pha là lỏng, một pha là khí. Hai pha lỏng thường khó trộn lẫn và khó tách. Độ nhớt của hai pha lỏng thường tương đối cao và vận tốc dài qua các thiết bị trích ly là thấp. Do đó, trong một số loại thiết bị trích ly năng lượng cơ học được cung cấp cho quá trình trộn và tách pha.

Thiết bị trích ly có thể hoạt động gián đoạn hoặc liên tục. Một số thiết bị trích ly tiêu biểu được giới thiệu sau đây và một số thông số đặc trưng được trình bày trong bảng 8.5.

8.5.1 Thiết bị trích theo đoạn

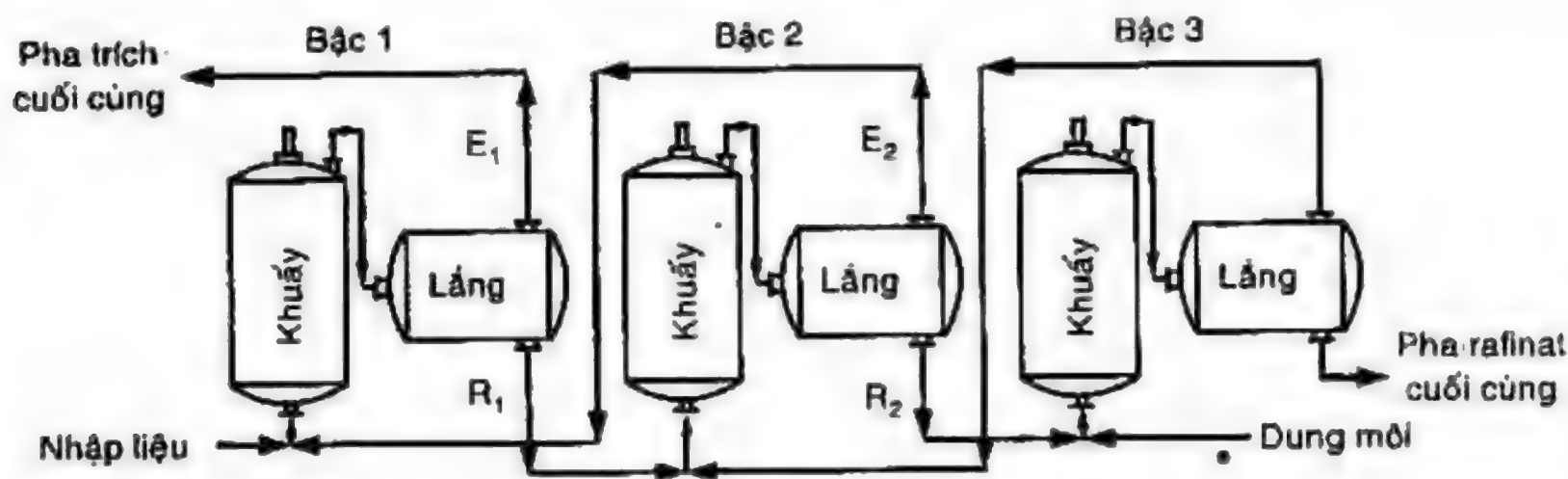
Với quá trình hoạt động gián đoạn, thiết bị khuấy và thiết bị lắng được kết hợp làm một thiết bị (H.8.27). Thiết bị khuấy thường dùng cánh khuấy chân vịt hoặc turbin. Cuối chu kỳ khuấy, các lớp được để yên để tách ra bằng trọng lực và pha trích và pha rafinat được tháo vào các thùng chứa riêng biệt qua ống tháo ở đáy có kính quan sát. Thời gian cần thiết để khuấy và lắng chỉ xác định được bằng thực nghiệm, thông thường khuấy là 5 phút và lắng là 10 phút. Tuy nhiên, thời gian trên có thể nhanh hơn hoặc lâu hơn tùy hệ chất cụ thể.



Hình 8.27: Bình khuấy cho quá trình trích ly gián đoạn hoặc liên tục

Với quá trình hoạt động liên tục, thiết bị khuấy và lắng là hai thiết bị riêng biệt. Bình khuấy có thể nhỏ hơn bình lắng, có ống vào và ra, tấm chặn để tránh dòng chảy tắt. Có thể dùng bơm ly tâm để tạo dòng khuấy trộn. Bình lắng là dạng thiết bị lắng liên tục bằng trọng lực. Với những chất lỏng dễ tạo nhũ và có khối lượng riêng gần bằng nhau, dòng ra khỏi thiết bị khuấy cần cho qua sàng để kết tụ các giọt của pha phân tán trước khi để lắng trọng lực. Với những hệ khó tách pha hơn có thể sử dụng đến máy ly tâm loại đĩa hoặc ống.

Thông thường nếu cần nhiều đoạn trích, các thiết bị khuấy lắng có thể kết hợp nghịch dòng như hình 8.28.

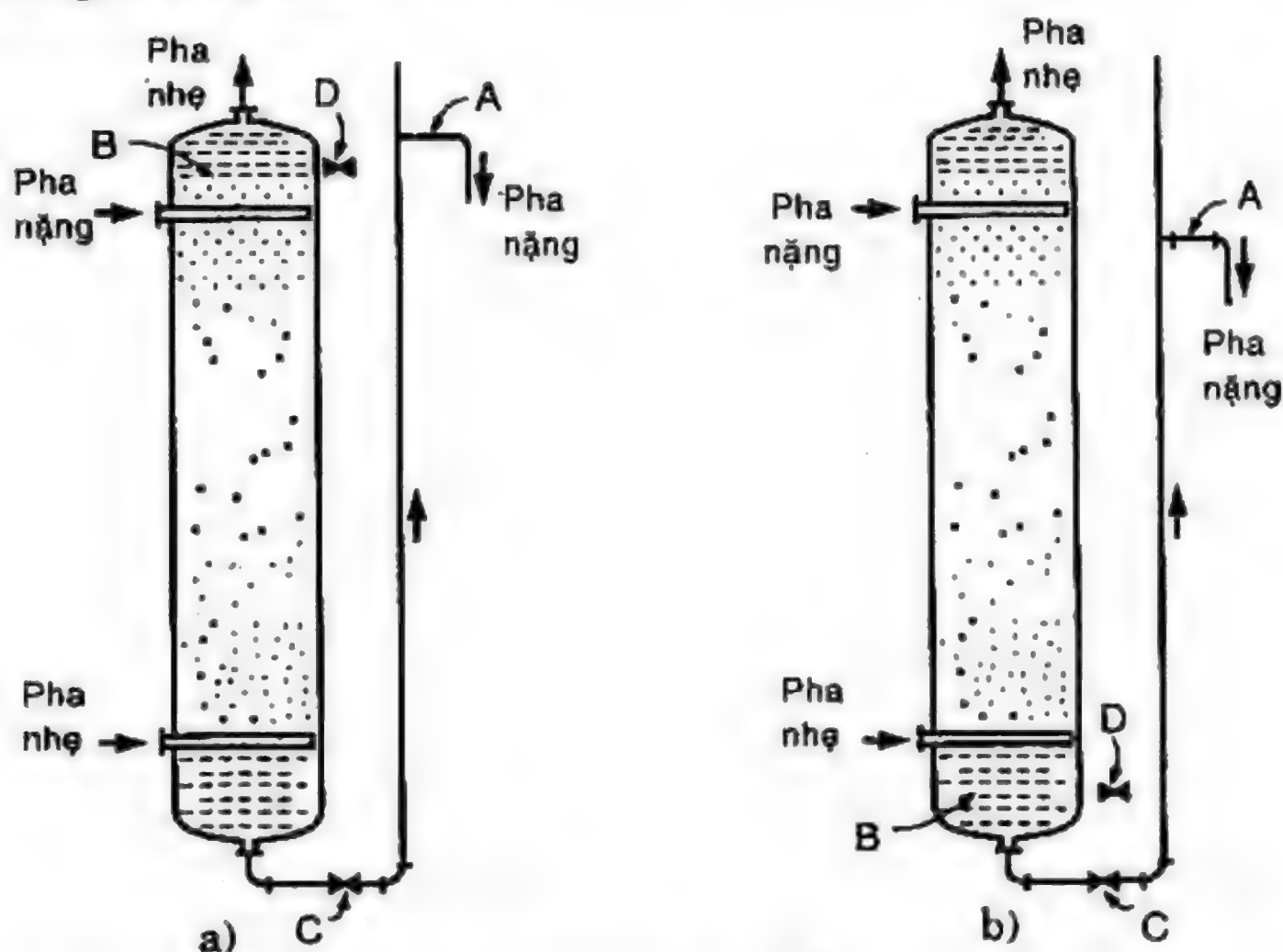


Hình 8.28: Sơ đồ hệ trích ly gồm cặp khuấy - lắng hoạt động nghịch dòng

8.5.2 Thiết bị trích ly loại tháp

1- Tháp phun

Đây là dạng thiết bị đơn giản nhất cho quá trình tiếp xúc pha liên tục, chỉ có một tháp rỗng trong có bộ phận phân phối chất lỏng và tháo chất lỏng ra. Pha liên tục chiếm toàn bộ thể tích tháp và đi từ dưới lên hoặc từ trên xuống. Pha phân tán nhờ bộ phận phun tạo thành hạt nhỏ và xuyên qua, phân tán vào pha liên tục. Pha phân tán sau khi vượt qua khối bộ phận phân phối pha liên tục sẽ kết tụ lại và tách khỏi pha liên tục.



A - van tháo pha nặng; B - bể mặt phân pha; C - van điều chỉnh bể mặt phân pha
D - van tháo cặn (mở định kỳ) tích tụ tại bể mặt phân pha.

Hình 8.29: Tháp phun

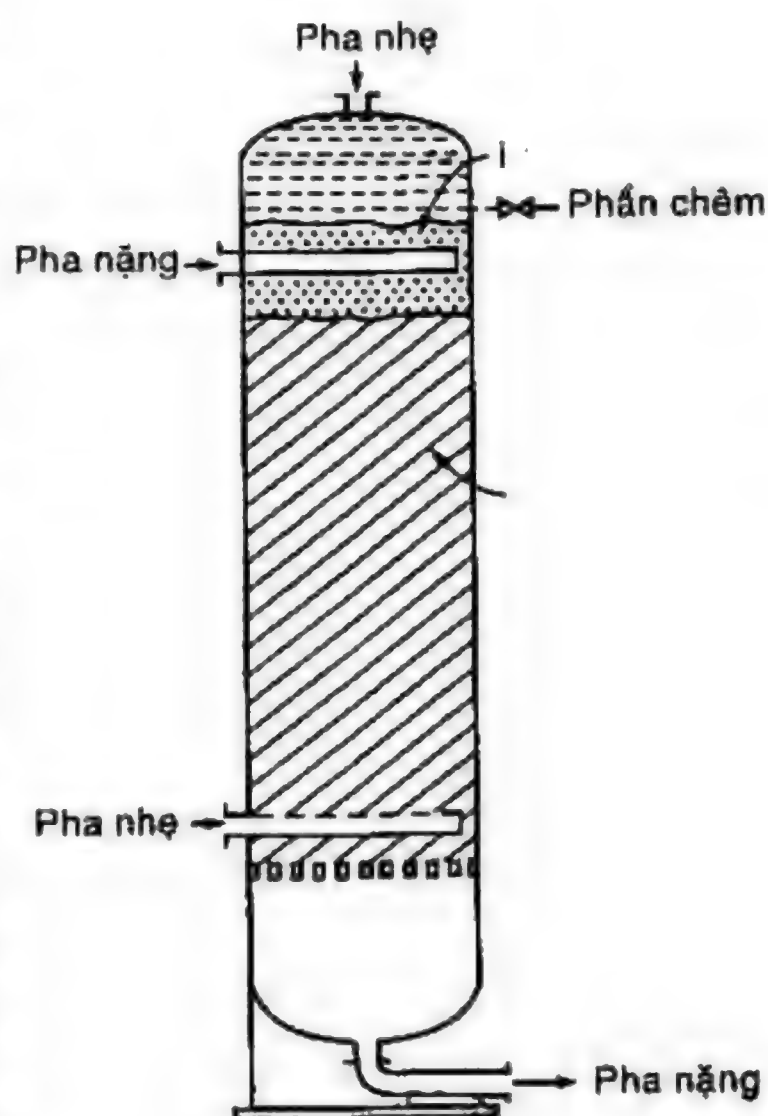
a) Pha nhẹ phân tán; b) Pha nặng phân tán

Trong hình 8.29b, nếu giảm chiều cao ống A hay mở van C thì bề mặt tiếp xúc pha sẽ hạ xuống như trên hình vẽ. Pha nặng tiếp tục phân tán vào pha nhẹ thêm một khoảng nữa. Đây là cách để điều chỉnh vị trí của bề mặt tiếp xúc pha trong tháp.

Chi phí chế tạo tháp không lớn, dễ dàng khi làm vệ sinh, có năng suất cao, đó là những ưu điểm của tháp phun. Tuy nhiên tháp có hiệu suất kém nên không được sử dụng trong thực tế.

2- Tháp chêm

Cấu tạo không khác gì với tháp chêm dùng cho quá trình tiếp xúc pha khí - lỏng. Tháp có tác dụng hạn chế sự khuấy trộn theo phương trục, thay đổi đường đi của các hạt pha phân tán nên tăng được một phần tốc độ truyền khối. Với hai pha lỏng tiếp xúc nhau, sự lựa chọn vật chêm phải cẩn thận để bảo đảm sự thấm ướt hoàn toàn bề mặt vật chêm. Vật chêm bằng sứ dùng cho các chất lỏng có nước, bằng carbon, nhựa cho các chất lỏng hữu cơ. Đường kính vật chêm không lớn hơn $1/8$ đường kính tháp. Tháp chêm có năng suất kém hơn tháp phun vì một phần thể tích của tháp bị vật chêm chiếm. Hiệu suất phân tán trong tháp chêm cũng không cao.



Hình 8.30: Tháp chêm
(pha nhẹ phân tán)

3- Tháp mâm xuyên lỗ

Tháp mâm hoạt động rất có hiệu quả, cả về năng suất lẫn hiệu suất trích, đặc biệt cho các hệ có sức căng bề mặt kém. Điều này do:

1- Sự khuấy trộn theo phương trục của pha liên tục bị giới hạn vào giữa hai mâm, không lan rộng ra cả tháp.

2- Các giọt pha phân tán kết tụ lại và được phân tán lại qua mỗi mâm, tránh được sự sai biệt nồng độ trong mỗi giọt.

Tháp gồm có nhiều mâm trên có đục lỗ, đường kính lỗ có thể từ 2 ÷ 9 mm. Trong tháp cả hai pha nặng và pha nhẹ đều có thể bố trí là pha liên tục hoặc pha phân tán. Những tia giọt của pha phân tán khi qua mâm là các giọt nhỏ sau đó tập hợp lại thành lớp trên mâm nếu pha phân tán là pha nặng hay ở dưới mâm nếu pha phân tán là pha nhẹ. Do đó ống chảy chuyển trên mỗi mâm nằm trên hoặc dưới mâm cho phù hợp.

Quá trình phân tán xảy ra khi áp suất thủy tĩnh đủ để đẩy chất lỏng phân tán qua mâm. Do sức cản trên đường đi nên, đến một lúc nào đấy, áp suất thủy tĩnh sẽ giảm đi và nhỏ hơn áp suất cần thiết để đẩy các chất lỏng qua lỗ thì các tia phân tán lại kết tụ lại thành lớp bên dưới (hoặc bên trên) mâm, trong khi đó pha liên tục luôn chảy ngang qua mâm vào ống chảy chuyển. Tháp mâm có hiệu suất trích ly khá cao, khoảng cách mâm từ 0,15 ÷ 0,60 m, vận tốc chất lỏng qua lỗ trên mâm từ 0,1 ÷ 0,3 m/s.

Tháp sẽ bị ngập lụt nếu lượng thừa các giọt pha phân tán đi vào ống chảy chuyển, lôi cuốn theo pha liên tục. Vận tốc của chất lỏng trong ống chảy chuyển, v_d , do đó nên nhỏ hơn vận tốc lắng của giọt. Khoảng cách mâm phải đủ để:

1- Tạo nên dòng tia giọt phân tán qua các lỗ trên mâm trước khi kết tụ lại.

2- vận tốc dài của pha liên tục không lớn hơn vận tốc trong ống chảy chuyển để hạn chế hiện tượng lôi cuốn.

3- Để làm vệ sinh tháp.

Tháp cũng sẽ bị lụt nếu chất lỏng phân tán kết tụ lại thành một lớp lớn hơn chiều cao ống chảy chuyển. Chiều cao lớp chất lỏng phân tán kết tụ lại trên mỗi mâm được xác định bằng độ giảm áp cần thiết cho hai dòng lỏng chảy ngược chiều:

$$h = h_c + h_d \quad (8.67)$$

với: h_c - chiều cao lớp chất lỏng phân tán trên mâm do pha liên tục gây nên

h_d - chiều cao lớp chất lỏng phân tán trên mâm do pha phân tán gây nên.

Chiều cao chất lỏng cần thiết cho pha phân tán gồm chiều cao chất lỏng để thắng trở lực gây nên do sức căng bề mặt tại lỗ h_g và chiều cao chất lỏng để làm cho chất lỏng chảy được qua lỗ h_o .

$$h_d = h_g + h_o \quad (8.68)$$

Giá trị h_o được tính từ phương trình orifice với hệ số orifice bằng 0,67:

$$h_o = \frac{(v_o^2 - v_n^2)\rho_D}{2g(0,67)\Delta\rho}, \quad m \text{ chất lỏng} \quad (8.69)$$

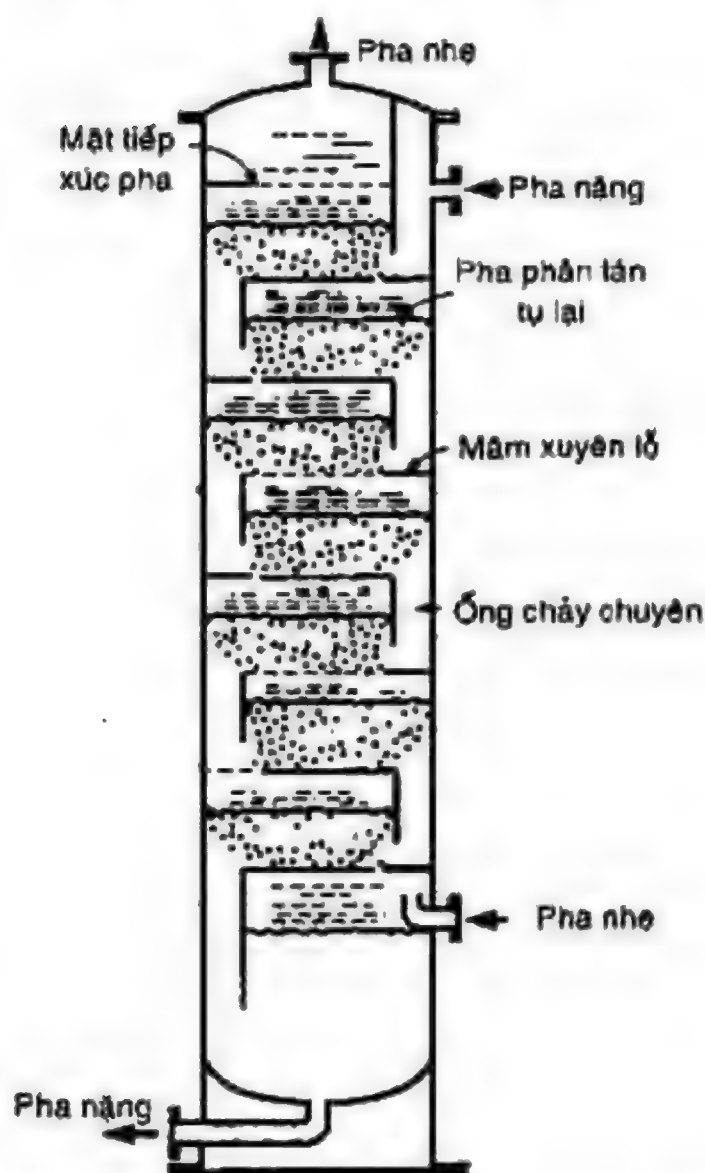
với: v_n - vận tốc pha phân tán dựa trên diện tích mâm diện tích ống chảy chuyển; v_o - vận tốc pha phân tán qua lỗ.

Giá trị h_o chỉ đáng kể khi pha phân tán chuyển động chậm qua lỗ, thường thì có thể bỏ qua h_o . Chiều cao chất lỏng cần thiết cho pha liên tục h_c dùng để khắc phục các trở lực do: (1) ma sát trong ống chảy chuyển, thường không đáng kể, (2) đột thu và đột mở khi chảy vào và ra khỏi ống chảy chuyển; (3) hai lần đổi chiều chuyển động. Giá trị của h_c để khắc phục hai trở lực (2) và (3) là:

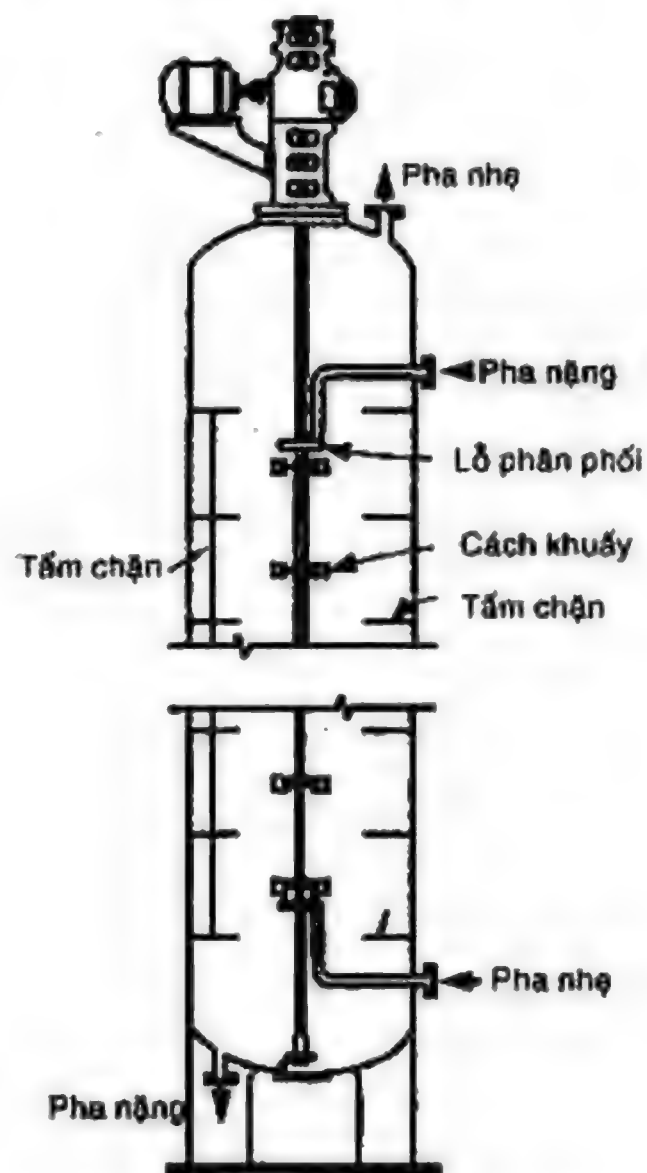
$$h_c = \frac{4,5v_d^2\rho_d}{2g\Delta\rho}, \quad m \text{ chất lỏng}$$

với: v_d - vận tốc pha lỏng chảy qua ống chảy chuyển

$\Delta\rho$ - sai biệt khối lượng riêng giữa pha nặng và pha nhẹ.



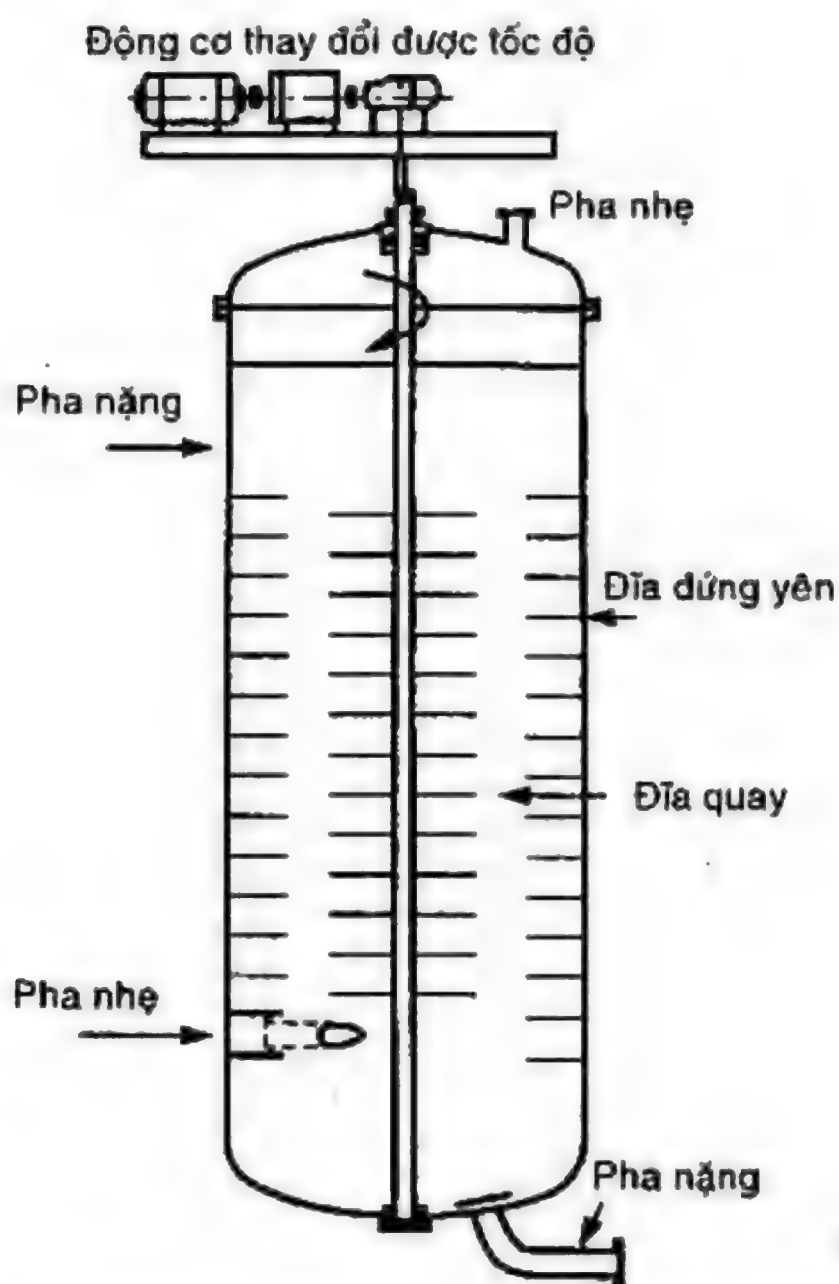
Hình 8.31: Tháp mâm xuyên lỗ pha nhẹ phân tán



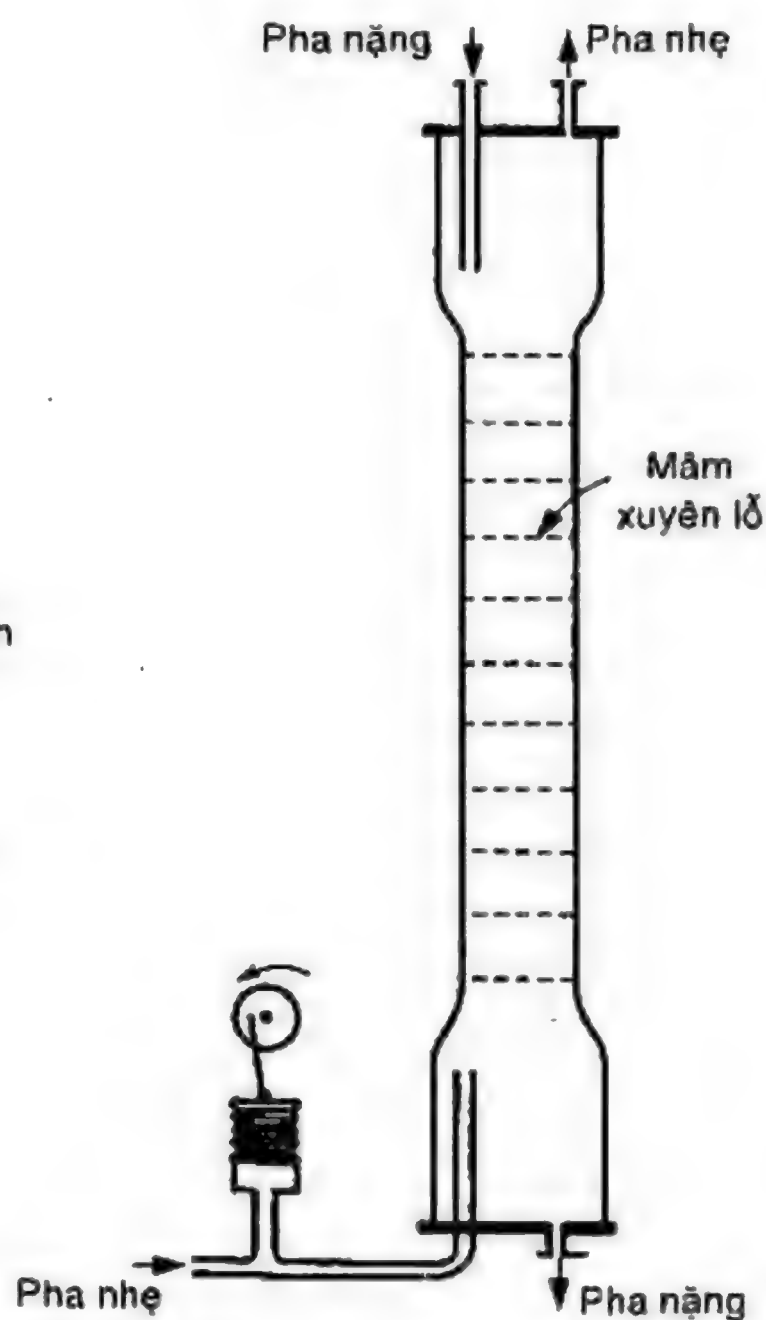
Hình 8.32: Thiết bị trích có cánh khuấy

4- Tháp trích nghịch dòng có cánh khuấy (H.8.32; 8.33)

5- Tháp có gây chấn động (H.8.34). Tháp này là loại tháp mâm xuyên lỗ không có ống chảy chuyển. Chấn động có thể được tạo nên bằng nhiều phương pháp; thông thường là dùng bơm piston không có van, bơm nối với đáy tháp hay nối với đường ống cho pha nhẹ vào. Tần số chấn động từ $30 \div 250$ chu kỳ/ph với biên độ chấn động là 1 mm. Chấn động có thể được tạo nên cho tháp chêm hoặc bất kỳ loại tháp trích nào khác. Có thể dùng tháp chấn động để trích ly chất lỏng có sai biệt khối lượng riêng là 50 kg/m^3 nhưng trong trường hợp này năng suất thấp.



Hình 8.33: Thiết bị trích có đĩa quay



Hình 8.34: Tháp chấn động

BÀI TẬP

8.1. Dữ kiện cân bằng cho hệ nước - aceton - clorobenzen (phần trăm khối lượng) ở 25°C.

Pha nhiều nước			Pha nhiều clorobenzen		
Nước	Aceton	Clorobenzen	Nước	Aceton	Clorobenzen
99,89	0	0,11	0,18	0	99,82
89,79	10	0,21	0,49	10,79	88,72
79,69	20	0,31	0,79	22,23	76,98
69,42	30	0,58	1,72	37,48	60,80
58,64	40	1,36	3,05	49,44	47,51
46,28	50	3,72	7,24	59,19	33,57
27,41	60	12,59	22,85	61,07	15,08
25,66	60,58	13,76	25,66	60,58	13,76

- Vẽ đồ thị các dạng và đường cân bằng cho hệ trên
- Xác định hàm lượng nước và clorobenzen trong pha nhiều nước có thành phần của aceton là 45% khối lượng. Thành phần của pha nhiều clorobenzen cân bằng với nó.
- Lượng aceton thêm vào hỗn hợp gồm 0,11 kg clorobenzen và 0,09 kg nước để làm cho hỗn hợp này ngừng phân lớp.

8.2. Aceton được trích bằng clorobenzen từ dung dịch với nước có thành phần là 50% khối lượng aceton xuống còn 2%, lượng dung dịch ban đầu là 100kg.

- Xác định lượng dung môi cần thiết nếu quá trình trích một đoạn, lượng aceton trích được.
- Xác định lượng dung môi cần thiết tổng cộng, thành phần các dòng, số đoạn trích lý thuyết nếu dung môi thêm vào mỗi đoạn bằng với lượng hỗn hợp được trích trong đoạn đó nếu quá trình trích là nhiều đoạn giao dòng.
- Xác định thành phần, suất lượng các dòng, số đoạn trích lý thuyết nếu quá trình là nghịch dòng, lượng dung môi bằng lượng nhập liệu.

8.3. Dữ kiện cân bằng cho hệ nước (A) - clorobenzen (B) - pyridin (C) ở như sau

Pha nhiều clorobenzen			Pha nhiều nước		
Pyridin	Clorobenzen	Nước	Pyridin	Clorobenzen	Nước
0	99,95	0,05	0	0,08	99,92
11,05	88,28	0,67	5,02	0,16	94,82
18,95	79,90	1,15	11,05	0,24	88,71
24,10	74,28	1,62	18,90	0,38	80,72
28,60	69,15	2,25	25,50	0,58	73,92
31,55	65,58	2,87	36,10	1,85	62,05
35,05	61,00	3,95	44,95	4,18	50,87
40,60	53,00	6,40	53,20	8,90	37,9
49,0	37,80	13,20	49,0	37,8	13,2

- Vẽ các dạng đồ thị cân bằng cho hệ trên.
- 2000 kg/h dung dịch 50% pyridin - 50% nước được trích liên tục nghịch dòng bằng clorobenzen để giảm nồng độ pyridin xuống còn 2%. Xác định lượng dung môi cần thiết tối thiểu, kg/h.
- Nếu suất lượng dung môi là 2040 kg/h, xác định số đoạn trích lý thuyết, suất lượng và thành phần pha trích, rafinat.
- Xác định số đơn vị trích cho quá trình trích ở câu c.

8.4. Dung dịch nước - dioxan tạo nên một hỗn hợp đẳng phí có nhiệt độ sôi cực tiểu nên không thể tách ra bằng phương pháp chưng cất thông thường. Benzen không tạo hỗn hợp đẳng phí với dioxan và được dùng làm dung môi trích. Sự phân phối nồng độ cân bằng của dioxan trong nước và trong benzen ở 25°C là

% khối lượng dioxan trong nước	5,1	18,9	25,2
% khối lượng dioxan trong benzen	5,2	22,5	32,0

Tại những nồng độ này nước và benzen không hòa tan vào nhau. 1000 kg dung dịch 25% dioxan - 75% nước được trích bằng benzen để thu hồi 95% dioxan. Benzen là nguyên chất.

- Tính lượng dung môi cần thiết cho quá trình trích một đoạn.
- Nếu sử dụng dung môi bằng với lượng nhập liệu được trích trong mỗi đoạn. Xác định lượng dung môi sử dụng tổng cộng cho quá trình trích 5 đoạn giao dòng.

8.5. 1000 kg/h dung dịch 25% dioxan trong nước được trích liên tục nghịch dòng bằng dung môi benzen để thu hồi 95% dioxan.

- Xác định lượng dung môi tối thiểu, kg/h.
- Nếu sử dụng 900 kg dung môi/h, xác định số đoạn trích lý thuyết.
- Xác định số đơn vị truyền khối N_{OR} cho quá trình trích ở câu b.

Chương 9

SẤY

Trong công nghiệp hóa chất, thực phẩm, quá trình tách nước ra khỏi vật liệu (làm khô vật liệu) là rất quan trọng. Tùy theo tính chất và độ ẩm của vật liệu, mức độ làm khô của vật liệu, mà thực hiện một trong các phương pháp tách nước ra khỏi vật liệu sau đây:

- Phương pháp cơ học (sử dụng máy ép, lọc, ly tâm...)
- Phương pháp hóa lý (dùng clorua calci, acid sulfuric để hút nước)
- Phương pháp nhiệt (dùng nhiệt để bốc hơi nước trong vật liệu).

Sấy là quá trình làm bốc hơi nước ra khỏi vật liệu bằng nhiệt. Nhiệt được cung cấp cho vật liệu ẩm bằng dẫn nhiệt, đối lưu, bức xạ hoặc bằng năng lượng điện trường có tần số cao. Mục đích của quá trình sấy là giảm khối lượng của vật liệu, tăng độ bền và bảo quản được tốt.

Trong quá trình sấy, nước được cho bay hơi ở nhiệt độ bất kỳ do sự khuếch tán bởi sự chênh lệch độ ẩm ở bề mặt và bên trong vật liệu và bởi sự chênh lệch áp suất hơi riêng phần của nước tại bề mặt vật liệu và môi trường chung quanh. Sấy là một quá trình không ổn định, độ ẩm của vật liệu thay đổi theo không gian và thời gian.

Quá trình sấy được khảo sát về hai mặt: tĩnh lực học và động lực học.

Trong tĩnh lực học, sẽ xác định được mối quan hệ giữa các thông số đầu và cuối của vật liệu sấy và của tác nhân sấy dựa trên phương trình cân bằng vật chất - năng lượng, từ đó xác định được thành phần vật liệu, lượng tác nhân sấy và lượng nhiệt cần thiết.

Trong động lực học, sẽ khảo sát mối quan hệ giữa sự biến thiên của độ ẩm vật liệu với thời gian và các thông số của quá trình ví dụ như tính chất và cấu trúc của vật liệu, kích thước vật liệu, các điều kiện thủy động lực học của tác nhân sấy..., từ đó xác định được chế độ sấy, tốc độ sấy và thời gian sấy thích hợp.

A. TÍNH LỰC HỌC QUÁ TRÌNH SẤY

9.1 KHÁI NIỆM VỀ HỖN HỢP KHÔNG KHÍ ẨM

Hỗn hợp không khí và hơi nước được gọi là hỗn hợp không khí ẩm. Sau đây là một số khái niệm đặc trưng cho hỗn hợp không khí ẩm.

1- *Độ ẩm tuyệt đối (hàm ẩm) của không khí*, là lượng hơi nước, chứa trong 1 kg không khí khô, ký hiệu \bar{Y} (kg hơi nước/kg không khí khô).

2- *Độ ẩm tương đối của không khí* hay còn gọi là độ bão hòa hơi nước được định nghĩa bằng p_A/P_A , trong đó p_A là áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp không khí ẩm và P_A là áp suất hơi bão hòa của nước ở cùng nhiệt độ bầu khô. Độ ẩm tương đối được ký hiệu là φ . Nếu lượng hơi nước trong không khí tăng lên đến khi bão hòa, tức là $p_A = P_A$, thì độ ẩm tương đối φ đạt cực đại $\varphi = 1 = \varphi_{max}$.

Giữa độ ẩm tuyệt đối và độ ẩm tương đối có quan hệ như sau:

$$\bar{Y} = 0,622 \frac{\varphi P_A}{P - \varphi P_A} \quad (9.1)$$

với P là áp suất tổng có cùng đơn vị với P_A

3- *Điểm sương*: Giả sử có hỗn hợp không khí ẩm chưa bão hòa hơi nước. Làm lạnh hỗn hợp không khí này với điều kiện là hàm ẩm \bar{Y} không đổi, nhiệt độ của hỗn hợp khí giảm dần xuống (P_A giảm theo) đến một trị số nào đó thì hỗn hợp đạt được trạng thái bão hòa ($\varphi = 1$). Nhiệt độ tương ứng với trạng thái bão hòa gọi là nhiệt độ điểm sương, ký hiệu t_s . Vậy điểm sương là nhiệt độ giới hạn của quá trình làm lạnh không khí ẩm với hàm ẩm không đổi.

4- *Nhiệt độ bầu khô*: t_k là nhiệt độ của hỗn hợp khí được xác định bằng nhiệt kế thông thường.

5- *Nhiệt độ bầu ướt*: t_w là nhiệt độ ổn định đạt được khi một lượng nhỏ nước bốc hơi vào hỗn hợp khí chưa bão hòa hơi nước ở điều kiện đoạn nhiệt. Nhiệt độ bầu ướt là một thông số đặc trưng khả năng cấp nhiệt của không khí để làm bay hơi nước từ vật liệu ẩm cho đến khi không khí bão hòa hơi nước. Nhiệt độ bầu ướt thường được đo bằng nhiệt kế thông thường có bọc vải ướt ở bầu thủy ngân.

6- *Thể tích hỗn hợp không khí ẩm*: v_H là thể tích của hỗn hợp không khí ẩm tính cho 1kg không khí khô (kkk) ở nhiệt độ và áp suất đã định.

$$v_H = \frac{RT}{P - \varphi P_A}, \quad m^3/kg \text{ kkk} \quad (9.2)$$

với: R - hằng số khí lý tưởng = 287 J/kg.K

T - nhiệt độ tuyệt đối của không khí, K

P - áp suất tổng của hỗn hợp không khí ẩm, N/m^2

$\varphi P_A = p_A$ - áp suất riêng phần của hơi nước, N/m^2 .

7- *Enthalpy của hỗn hợp không khí ẩm*: H , được xác định bằng tổng số enthalpy của không khí và hơi nước có trong hỗn hợp. Vậy enthalpy của hỗn hợp không khí ẩm trong đó có chứa 1kg không khí khô là:

$$H = C_k t + \bar{Y} H_A, \quad J/kg \text{ kkk} \quad (9.3)$$

với: C_k - nhiệt dung riêng của không khí khô, $J/kg^\circ C$

t - nhiệt độ của không khí, $^\circ C$.

H_A - enthalpy của hơi nước ở nhiệt độ t , J/kg , được xác định theo công thức sau:

$$H_h = r_o + C_h t = (2493 + 1,97t)10^3, \quad J/kg \quad (9.4)$$

với: $r_o = 2493 \times 10^3$ - enthalpy của hơi nước ở $0^\circ C$, J/kg

$C_h = 1,97 \times 10^3$ - nhiệt dung riêng của hơi nước, $J/kg^\circ C$

Thay (9.4) vào (9.3) và lấy nhiệt dung riêng của không khí là $1000 \text{ J/kg}^\circ C$ sẽ được:

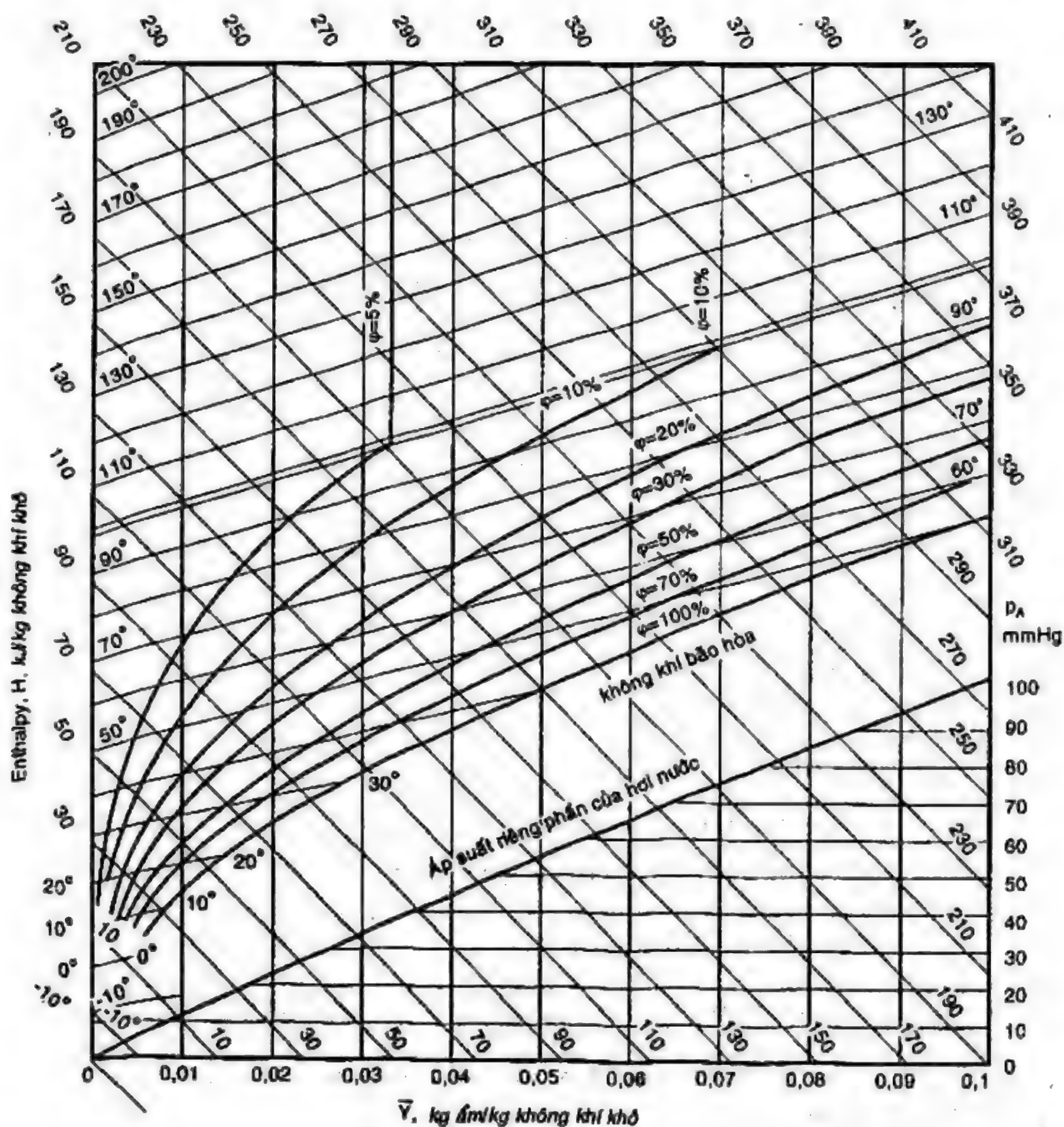
$$H = 1000t + Y(2493 + 1,97t) \times 10^3, \quad J/kg \text{ kkk} \quad (9.5)$$

$$\text{hay} \quad H = (1000 + 1,97 \times 10^3 \bar{Y}) t + 2493 \times 10^3 \bar{Y}, \quad J/kg \text{ kkk} \quad (9.6)$$

Thành phần trong dấu ngoặc ($1000 + 1,97 \times 10^3 \bar{Y}$) là nhiệt dung riêng của không khí ẩm có hàm ẩm là \bar{Y} .

9.2 GIẢN ĐỒ $H - \bar{Y}$ CỦA HỖN HỢP KHÔNG KHÍ ẨM

Tính toán quá trình sấy theo phương pháp giải tích rất phức tạp. Để đơn giản hơn, sử dụng phương pháp đồ thị để xác định trạng thái của hỗn hợp không khí ẩm, tức là dùng đồ thị $H - \bar{Y}$ của L.K Ramzin.



Hình 9.1: Giản đồ trạng thái hỗn hợp không khí ẩm

Hàm ẩm \bar{Y} ghi trên trục hoành, các đường \bar{Y} không đối song song với trục tung, trên đồ thị hình 9.1 thường vẽ các đường \bar{Y} không đối còn trục \bar{Y} hợp với trục tung góc 135° không vẽ. Trục tung biểu diễn enthalpy H , các đường H không đối song song với trục \bar{Y} hợp với trục tung góc 135° . Ngoài hai trục chính kể trên, trên đồ thị còn ghi thêm các đường nhiệt độ không đổi, đường độ ẩm tương đối không đổi và đường áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp không khí ẩm.

9.2.1 Cách sử dụng giản đồ $H - \bar{Y}$

1- Xác định trạng thái hỗn hợp không khí ẩm

Trạng thái của hỗn hợp không khí ẩm được đặc trưng bằng giao điểm của bốn đường trên giản đồ $H - \bar{Y}$: đường t , H , \bar{Y} , φ không đổi. Do đó, muốn xác định trạng thái của hỗn hợp không khí ẩm ta chỉ cần biết hai trong bốn thông số (T, \bar{Y}, φ, H) rồi từ đó sẽ xác định được các thông số còn lại của hỗn hợp không khí ẩm. Ví dụ, nhiệt độ của hỗn hợp không khí ẩm là $t = 50^\circ\text{C}$, hàm ẩm là $\bar{Y} = 0,05 \text{ kg/kg kkk}$, giao điểm của hai đường này cho ta trạng thái của hỗn hợp không khí ẩm, từ đó xác định được các thông số còn lại là $H = 185 \text{ kJ/kg kkk}$; $\varphi = 0,60$.

2- Xác định nhiệt độ điểm sương, t_s

Khi tính toán quá trình sấy cần phải biết nhiệt độ điểm sương t_s , vì đó là giới hạn làm nguội hỗn hợp không khí ẩm. Biết được t_s thì sẽ không chọn nhiệt độ cuối của quá trình sấy gần điểm t_s để tránh hiện tượng ngưng tụ hơi nước trên bề mặt vật liệu. Như đã trình bày, khi không khí ẩm đạt đến nhiệt độ điểm sương t_s thì hỗn hợp được bão hòa hơi nước ($\varphi = 1$); do đó, dựa vào đặc điểm này để xác định nhiệt độ t_s trên đồ thị $H - \bar{Y}$.

Giả sử hỗn hợp không khí ẩm có trạng thái ban đầu (\bar{Y}, t) được biểu diễn bởi điểm A, theo đường $\bar{Y} = \text{const}$ hạ xuống đến đường $\varphi = 1$ và cắt đường $= 1$ tại điểm B, đường đẳng nhiệt t đi qua điểm B là điểm sương của hỗn hợp không khí ẩm tại A.

3- Xác định nhiệt độ bầu ướt

Trong quá trình sấy cần phải biết nhiệt độ bầu ướt t_w để chọn nhiệt độ sấy thích hợp. Giản đồ $H-\bar{Y}$ được dùng để xác định t_w khi đã biết trạng thái ban đầu của hỗn hợp không khí ẩm. Giả sử trạng thái ban đầu của hỗn hợp không khí ẩm là (\bar{Y}, t) , điểm A. Từ điểm A theo đường H không đổi đến đường $\varphi = 1$, giao điểm của đường H và $\varphi = 1$ là C. Nhiệt độ bầu ướt t_w là nhiệt độ không đổi đi qua C. Ngược lại, nếu biết nhiệt độ bầu ướt t_w và nhiệt độ t của hỗn hợp không khí ẩm thì có thể xác định được trạng thái của hỗn hợp không khí ẩm bằng giản đồ $H-\bar{Y}$. Do đó trong thực tế, muốn xác định trạng thái của không khí có thể dùng nhiệt kế để đo nhiệt độ t và t_w của không khí rồi dựa vào giản đồ $H-\bar{Y}$ để tìm ra các thông số khác (H, \bar{Y}, φ) .

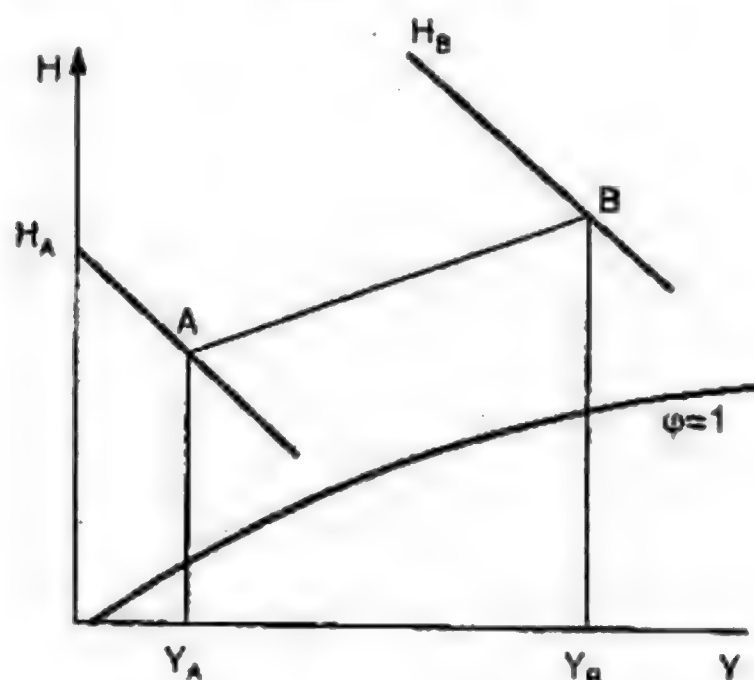
9.2.2 Mô tả quá trình thay đổi trạng thái trên giản đồ $H-\bar{Y}$

Khái niệm chung

Do ảnh hưởng của các tác nhân bên ngoài, trạng thái không khí ẩm sẽ bị thay đổi một phần hoặc toàn bộ các thông số. Sự thay đổi trạng thái của không khí ẩm thường gặp qua các quá trình đun nóng, làm lạnh, làm ẩm, trộn hai hỗn hợp không khí ẩm có trạng thái khác nhau...

Không khí ẩm lúc ban đầu có trạng thái đặc trưng bằng điểm A trên giản đồ hình 9.2 có thể có trạng thái cuối B không phụ thuộc trạng thái trung gian. Ví dụ, quá trình thay đổi trạng thái đi theo đường AB; khi đó, quá trình sẽ được đặc trưng bằng đại lượng sau:

$$q_H = \frac{\Delta H}{\Delta \bar{Y}} = \frac{H_A - H_B}{\bar{Y}_A - \bar{Y}_B}, \quad J/kg \text{ ẩm} \quad (9.7)$$



Hình 9.2: Quá trình thay đổi trạng thái của không khí ẩm

Có thể chứng minh được rằng kéo dài đoạn AB thì q_H vẫn không đổi nghĩa là chỉ phụ thuộc phương và chiều của AB . Từ đó có thể kết luận là: tất cả các quá trình thay đổi trạng thái của hỗn hợp không khí ẩm xảy ra theo những đường song song nhau trên giản đồ $H-\bar{Y}$ đều có cùng trị số q_H , dấu của q_H phụ thuộc vào chiều biến đổi của quá trình.

Trộn hai lượng không khí ẩm có trạng thái khác nhau

Khi trộn hai lượng không khí ẩm có trạng thái khác nhau (biểu diễn bởi hai điểm M, N), trạng thái của hỗn hợp mới được biểu diễn bởi điểm K nằm trên đường MN xác định bởi:

$$\frac{\text{đoạn } MK}{\text{đoạn } NK} = \frac{G_N}{G_M} \quad (9.8)$$

với G_M, G_N là lượng không khí khô ở trạng thái M và N .

Dựa vào phương trình cân bằng vật chất và cân bằng nhiệt để chứng minh K là điểm nằm trên đoạn thẳng MN .

Cân bằng ẩm:

$$G_M \bar{Y}_M + G_N \bar{Y}_N = (G_M + G_N) \bar{Y}_K \quad (9.9)$$

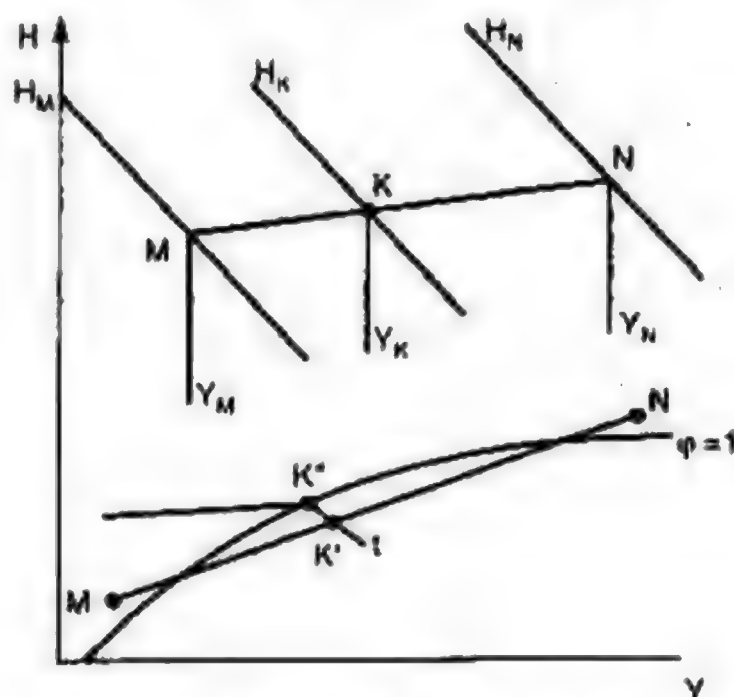
Cân bằng nhiệt:

$$G_M H_M + G_N H_N = (G_M + G_N) H_K \quad (9.10)$$

Từ hai phương trình trên rút ra:

$$\frac{H_N - H_K}{\bar{Y}_N - \bar{Y}_K} = \frac{H_K - H_M}{\bar{Y}_K - \bar{Y}_M} \quad (9.11)$$

Đây là phương trình đường thẳng đi qua hai điểm M và N , H_K và \bar{Y}_K là tọa độ của điểm K nằm trên đoạn thẳng MN .



Hình 9.3: Trộn hai lượng không khí ẩm có trạng thái khác nhau

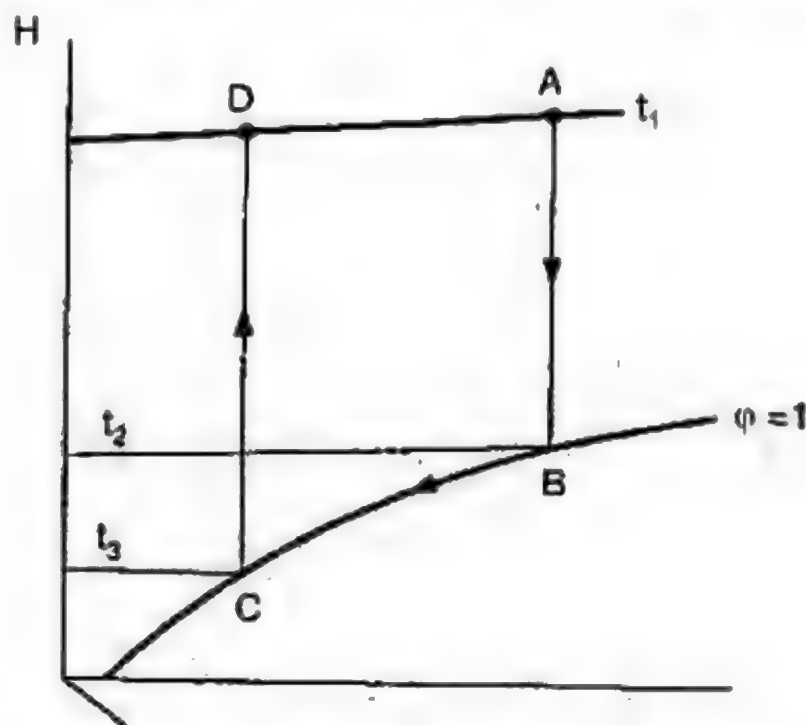
Nếu trạng thái của hỗn hợp được đặc trưng bởi điểm K' nằm trong miền quá bão hòa (H.9.3) thì điểm đặc trưng cho trạng thái không khí ẩm bão hòa của hỗn hợp này là K'' sẽ nằm trên đường $\varphi = 1$ (giao điểm của đường t không đổi và đường $\varphi = 1$), một phần hơi nước sẽ ngưng tụ lại, nhiệt độ của không khí bão hòa hơi nước và của nước ngưng bằng nhau.

Làm lạnh và làm khô không khí ẩm

Nếu trạng thái của không khí ẩm ở điểm A (H.9.4) đem làm lạnh thì quá trình xảy ra theo đường \bar{Y} không đổi đến điểm B trên đường $\varphi = 1$ (điểm sương), khi tiếp tục làm lạnh đến điểm C một phần hơi nước sẽ ngưng tụ lại để hàm ẩm giảm dần đến điểm C. Nếu không khí tại C được đun nóng đến điểm D có cùng nhiệt độ ban đầu t_1 thì có được không khí khô hơn ($\bar{Y}_D < \bar{Y}_A$). Đoạn AB là quá trình làm lạnh, đoạn BC là quá trình làm khô và đoạn CD là quá trình đun nóng không khí.

Ví dụ 9.1: Dùng giản đồ Ramzin để xác định enthalpy và hàm ẩm của không khí ở 60°C và $\varphi = 0,30$.

Giải: Xác định được trên đồ thị $H = 170 \text{ kJ/kg kkk}$ và $Y = 0,0415 \text{ kg ẩm/kg kkk}$.



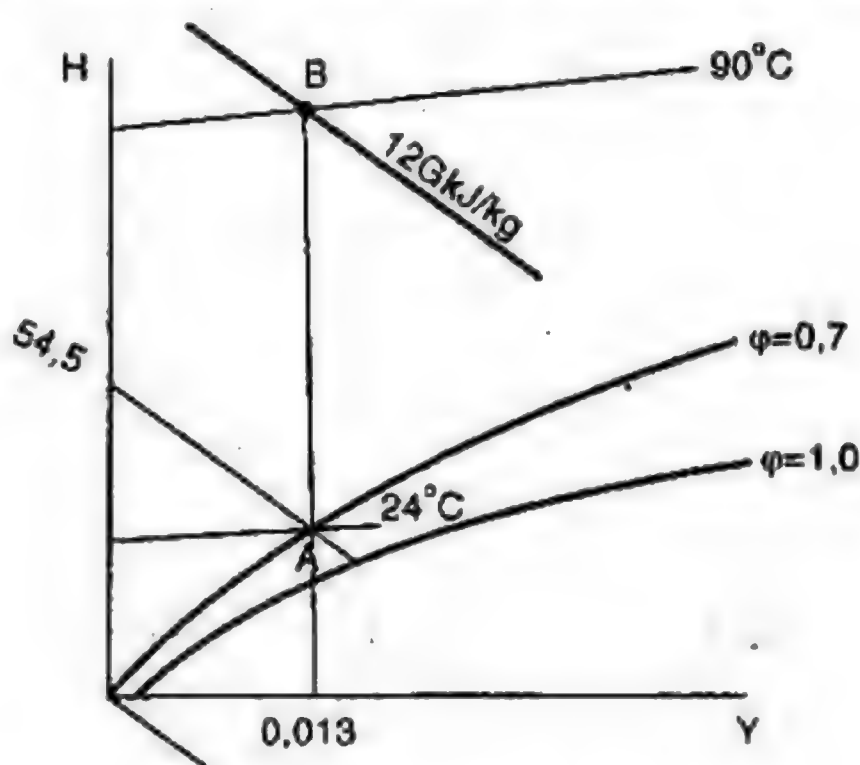
Hình 9.4: Quá trình làm lạnh và làm khô không khí ẩm

Ví dụ 9.2: Tìm áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp không khí ẩm ở 50°C và có enthalpy $H = 150 \text{ kJ/kg kkk}$.

Giải: Trên giản đồ Ramzin xác định được giao điểm của đường đẳng nhiệt 50°C và đường $H = 150 \text{ kJ/kg kkk}$. Từ điểm này chiếu thẳng đứng đến đường áp suất riêng phần, từ đó chiếu ngang sang phải đến trục biểu diễn áp suất riêng phần của hơi nước xác định được $p_A = 42 \text{ mmHg}$.

Ví dụ 9.3: Không khí ở nhiệt độ 24°C và độ ẩm tương đối bằng 0,7 được gia nhiệt trong bộ phận đốt nóng không khí tới 90°C . Xác định enthalpy và hàm ẩm của không khí.

Giải: Điểm A được xác định trên đồ thị là giao điểm của đường đẳng nhiệt $t = 24^{\circ}\text{C}$ và đường $\varphi = 0,7$. Từ A xác định được $\bar{Y} = 0,013 \text{ kg/kg kkk}$ và $H = 54,5 \text{ kJ/kg kkk}$. Khi gia nhiệt không khí trong bộ phận đốt nóng, trạng thái không khí biến đổi ở điều kiện $\bar{Y} = \text{const}$. Vậy trạng thái cuối của không khí, điểm B, được xác định là giao điểm đường $\bar{Y} = 0,013$ và đường $t = 90^{\circ}\text{C}$. Enthalpy tương ứng là $H = 126 \text{ kJ/kg kkk}$.



Hình 9.5: Ví dụ 9.3

Ví dụ 9.4: Tìm điểm sương của không khí ẩm có $t = 40^{\circ}\text{C}$ và độ ẩm tương đối là $= 0,8$.

Giải: Theo định nghĩa, điểm sương là nhiệt độ tại đó hỗn hợp không khí - hơi nước có hàm ẩm cho trước trở nên bão hòa hơi nước. Trên đồ thị $H-\bar{Y}$ xác định giao điểm giữa đường $t = 40^{\circ}\text{C}$ và $\varphi = 0,8$, $\bar{Y} = 0,039 \text{ kg ẩm/kg kkk}$, từ điểm này chiếu thẳng xuống đường $\varphi = 1$, đường nhiệt độ đi qua giao điểm là điểm sương, xác định được bằng 36°C .

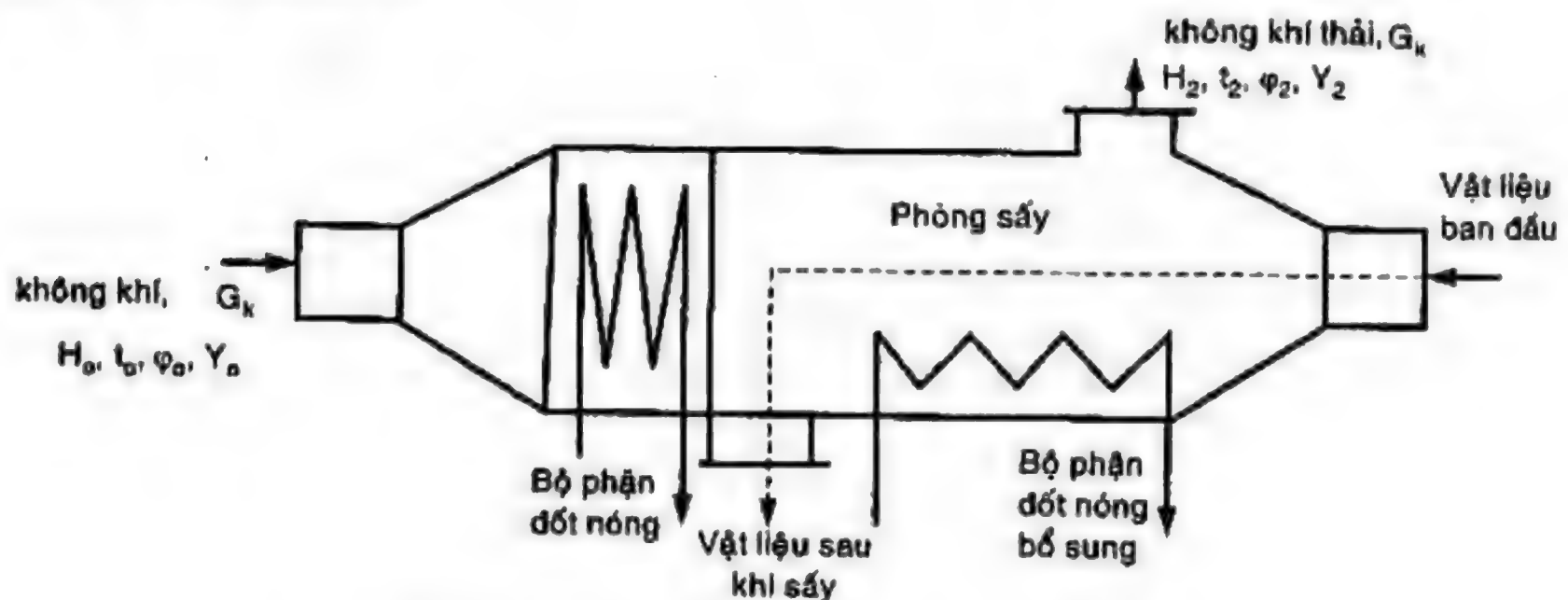
9.3 CÂN BẰNG VẬT CHẤT VÀ NĂNG LƯỢNG TRONG THIẾT BỊ SẤY BẰNG KHÔNG KHÍ

9.3.1 Sơ đồ nguyên lý hoạt động

Trong quá trình sấy, nếu dùng chất tải nhiệt là không khí thì gọi là sấy bằng không khí. Khi sấy không khí nóng có hàm ẩm thấp tiếp xúc

với bề mặt vật liệu ẩm và cung cấp năng lượng để bốc hơi trong vật liệu ẩm vào dòng khí, hỗn hợp không khí ẩm sẽ tăng hàm ẩm và đi ra ngoài.

Sơ đồ nguyên lý hoạt động của thiết bị sấy bằng không khí được mô tả trên hình 9.6.



Hình 9.6: Sơ đồ sấy bằng không khí

Vật liệu sấy ban đầu có độ ẩm cao được đưa vào thiết bị sấy, được sấy khô trong phòng sấy rồi đi ra ngoài. Không khí bên ngoài được đưa qua bộ phận đốt nóng để gia nhiệt lên đến nhiệt độ sấy cần thiết, sau đó vào phòng sấy để tiếp xúc với vật liệu sấy, cấp nhiệt cho nước trong vật liệu để bốc hơi. Trong quá trình sấy, nếu cần thiết sẽ có thêm bộ phận đốt nóng bổ sung trong phòng sấy.

Trong trường hợp vật liệu không sợ bắn, không yêu cầu về hình thức và màu sắc thì có thể dùng tác nhân sấy là khói lò. Khi đó không cần bộ phận đốt nóng mà chỉ có lò đốt nhiên liệu và phòng trộn khói lò với không khí lạnh để giảm nhiệt độ khói lò trước khi vào phòng sấy.

9.3.2 Cân bằng vật chất trong thiết bị sấy bằng không khí

Trong kỹ thuật sấy có hai khái niệm về độ ẩm vật liệu:

x là độ ẩm vật liệu trên cân bản vật liệu ướt, kg ẩm/ kg vật liệu ướt.

X là độ ẩm vật liệu trên cân bản vật liệu khô, kg ẩm/ kg vật liệu khô.

Trong quá trình sấy xem như không có tổn thất vật liệu sấy, do đó lượng vật liệu khô tuyệt đối xem như không đổi trong suốt quá trình sấy. Vậy lượng vật liệu khô tuyệt đối là:

$$L_k = L_1(1 - x_1) = L_2(1 - x_2) \quad (9.12)$$

từ đó rút ra:
$$L_1 = L_2 \frac{(1-x_2)}{(1-x_1)} \quad \text{hay} \quad L_2 = \frac{L_1(1-x_1)}{(1-x_2)} \quad (9.13)$$

với: L_1, L_2 - lượng vật liệu trước và sau khi sấy, kg (gián đoạn), kg/s (liên tục)

L_k - lượng vật liệu khô tuyệt đối, kg hay kg/s

x_1, x_2 - độ ẩm của vật liệu trước và sau khi sấy.

Lượng ẩm tách ra khỏi vật liệu trong suốt quá trình sấy:

$$W = L_1 - L_2, \quad kg \text{ hay } kg/s \quad (9.14)$$

hay:
$$W = L_1 \left(\frac{x_1 - x_2}{1 - x_2} \right) = L_2 \left(\frac{x_1 - x_2}{1 - x_1} \right) \quad (9.15)$$

9.3.3 Lượng không khí khô cần thiết

Trong suốt quá trình sấy, xem như không có tổn thất không khí khô. Gọi G là lượng không khí khô tuyệt đối đi qua thiết bị sấy (kg/s), khi quá trình làm việc ổn định, lượng không khí này đi vào phòng sấy mang theo lượng ẩm là $G\bar{Y}_1$. Sau quá trình sấy, lượng không khí này nhận thêm lượng ẩm bốc hơi là W . Nếu lượng ẩm trong dòng khí ra khỏi phòng sấy là \bar{Y}_2 thì cân bằng ẩm cho dòng khí là:

$$G\bar{Y}_2 = G\bar{Y}_1 + W \quad (9.16)$$

Từ đó rút ra:
$$G = \frac{W}{\bar{Y}_2 - \bar{Y}_1}, \quad kg/s \quad (9.17)$$

hay
$$g = \frac{G}{W} = \frac{1}{\bar{Y}_2 - \bar{Y}_1}, \quad kg \text{ kkk/kg ẩm} \quad (9.18)$$

Vì không khí đi qua bộ phận đốt nóng chỉ thay đổi nhiệt độ nhưng không thay đổi hàm ẩm nên $Y_o = Y_1$ nên (8.18) có thể viết là:

$$g = \frac{1}{\bar{Y}_2 - \bar{Y}_1} = \frac{1}{\bar{Y}_2 - Y_o}, \quad kg \text{ kkk/kg ẩm} \quad (9.19)$$

9.3.4 Cân bằng nhiệt lượng trong thiết bị sấy bằng không khí

Ký hiệu:

H_o, H_1, H_2 lần lượt là enthalpy của dòng không khí trước khi vào bộ phận đốt nóng, trước khi vào phòng sấy và sau khi ra khỏi phòng sấy, $J/kg \text{ kkk}$.

r_0, r_1, r_2 lần lượt là nhiệt lượng riêng của hơi nước trong không khí tương ứng với các nhiệt độ t_0, t_1, t_2 , J/kg. t_0, t_1, t_2 : lần lượt là nhiệt độ của dòng khí trước khi vào bộ phận đốt nóng, trước khi vào phòng sấy và sau khi ra khỏi phòng sấy °C.

t_{vld}, t_{vlc} là nhiệt độ của vật liệu trước khi vào và sau khi ra khỏi phòng sấy °C

t_{vcd}, t_{vcc} là nhiệt độ đầu và nhiệt độ cuối của bộ phận mang vật liệu.

Phương trình cân bằng nhiệt lượng dựa trên sơ đồ thiết bị sấy bằng không khí được viết như sau:

Nhiệt lượng mang vào:

- Dòng không khí : GH_0
- Do vật liệu sấy : $L_2C_{vl}t_{vld} + W Ct_{vld}$
- Do bộ phận mang vật liệu sấy : $mC_{vc}t_{vcd}$
- Do bộ phận đốt nóng : Q_c
- Do bộ phận đốt nóng bổ sung trong phòng sấy : Q_b

Nhiệt lượng mang ra:

- Do không khí : GH_2
- Do vật liệu sấy : $L_2C_{vl}t_{vlc}$
- Do bộ phận mang vật liệu : $mC_{vc}t_{vcc}$
- Do tổn thất : Q_m

Ở trạng thái ổn định:

$$GH_0 + L_2C_{vl}t_{vld} + W Ct_{vld} + mC_{vc}t_{vcd} + Q_c + Q_b \quad (9.20)$$

từ đó rút ra tổng nhiệt lượng cung cấp cho thiết bị sấy là:

$$\begin{aligned} Q &= Q_c + Q_b \\ &= G(H_2 - H_0) + L_2C_{vl}(t_{vlc} - t_{vld}) + mC_{vc}(t_{vcc} - t_{vcd}) + Q_m - W Ct_{vld} \end{aligned}$$

nếu đặt:

$Q_{vl} = L_2C_{vl}(t_{vlc} - t_{vld})$ là nhiệt lượng đun nóng vật liệu sấy.

$Q_{vc} = mC_{vc}(t_{vcc} - t_{vcd})$ là nhiệt lượng đun nóng bộ phận vận chuyển vật liệu sấy thì:

$$Q = Q_c + Q_b = G(H_2 - H_0) + Q_{vl} + Q_{vc} + Q_m - W Ct_{vld} \quad (9.21)$$

đặt: $\Sigma Q = Q_{vl} + Q_{vc} + Q_m$ là nhiệt lượng tổn thất chung vì nhiệt lượng này không làm bốc hơi nước trong vật liệu sấy, (9.21) viết là:

$$Q = Q_c + Q_b = G(H_2 - H_o) + \Sigma Q - W C t_{vld} \quad (9.22)$$

Chia phương trình (9.22) cho W sẽ được lượng nhiệt để bốc hơi 1 kg ẩm.

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{Q_c}{W} + \frac{Q_b}{W} = \frac{G}{W}(H_2 - H_o) + \frac{\Sigma Q}{W} - C t_{vld}$$

thay (9.17) vào:

$$q = q_c + q_b = \frac{H_2 - H_o}{Y_2 - Y_o} + \Sigma q - C t_{vld} \quad (9.23)$$

Nhiệt lượng cung cấp riêng trong bộ phận đốt nóng

$$q_c = \frac{H_2 - H_o}{Y_2 - Y_o} + \Sigma q - q_b - C t_{vld} \quad (9.24)$$

Nếu đặt:

$$q_b + C t_{vld} - \Sigma q = \Delta \quad (9.25)$$

thì:
$$q_c = \frac{H_2 - H_o}{Y_2 - Y_o} - \Delta = g(H_2 - H_o) - \Delta \quad (9.26)$$

Δ gọi là nhiệt lượng bổ sung thực tế trong thiết bị sấy bằng nhiệt lượng bổ sung chung ($q_b + C t_{vld}$) trừ cho nhiệt lượng tổn thất chung.

9.3.5 Sấy lý thuyết và sấy thực tế

Trong sấy lý thuyết $\Delta = 0$ hay là nhiệt bổ sung bằng nhiệt tổn thất. Khi đó theo (9.26):

$$q_c = \frac{H_2 - H_o}{Y_2 - Y_o} = g(H_2 - H_o) \quad (9.27)$$

Mặt khác, khi qua bộ phận đốt nóng không khí được gia nhiệt từ nhiệt độ $t_o + t_1$ do đó enthalpy của không khí cũng tăng từ $H_o + H_1$ nên q_c có thể tính theo phương trình cân bằng nhiệt lượng cho bộ phận đốt nóng.

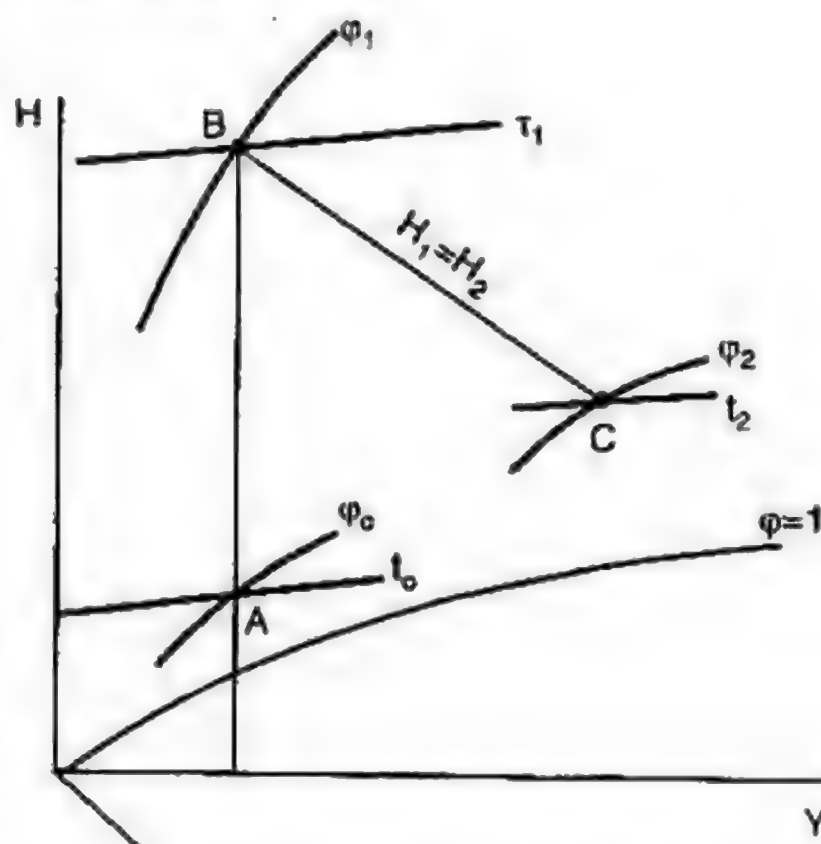
$$q_c = g(H_1 - H_o) \quad (9.28)$$

So sánh (9.27) và (9.28) rút ra được:

$$H_2 = H_1 \quad (9.29)$$

Vậy trong quá trình sấy lý thuyết enthalpy của không khí không thay đổi trong suốt quá trình $H = \text{const}$. Hay nói cách khác, trong quá

trình sấy lý thuyết, một phần nhiệt lượng của không khí có bị mất đi cũng chỉ để làm bốc hơi nước trong vật liệu, hơi nước mang nhiệt lượng đó sau đó nhập lại vào dòng khí.



Hình 9.7: Mô tả quá trình sấy lý thuyết

Sự biến đổi trạng thái của không khí được mô tả trên hình 9.7. Trạng thái ban đầu biểu diễn bởi điểm A ($t_o, \varphi_o, H_o, \bar{Y}_o$) khi ra khỏi bộ phận đốt nóng biểu diễn bởi điểm B ($t_1, \varphi_1, H_1, \bar{Y}_1$) và sau khi sấy biểu diễn bởi điểm C ($t_2, \varphi_2, H_2, \bar{Y}_2$). Để xác định các điểm A, B, C chỉ cần biết hai trong bốn thông số trạng thái của không khí. Tóm lại, đường ABC biểu diễn quá trình sấy lý thuyết với AB là giai đoạn đốt nóng dòng khí và BC là giai đoạn sấy lý thuyết.

Trong quá trình sấy thực tế, do lượng nhiệt bổ sung chung khác với lượng nhiệt tổn thất chung do đó $\Delta \neq 0$. Cân bằng hai vế phương trình (9.26) và (9.28) được:

$$g(H_2 - H_o) - \Delta = g(H_1 - H_o)$$

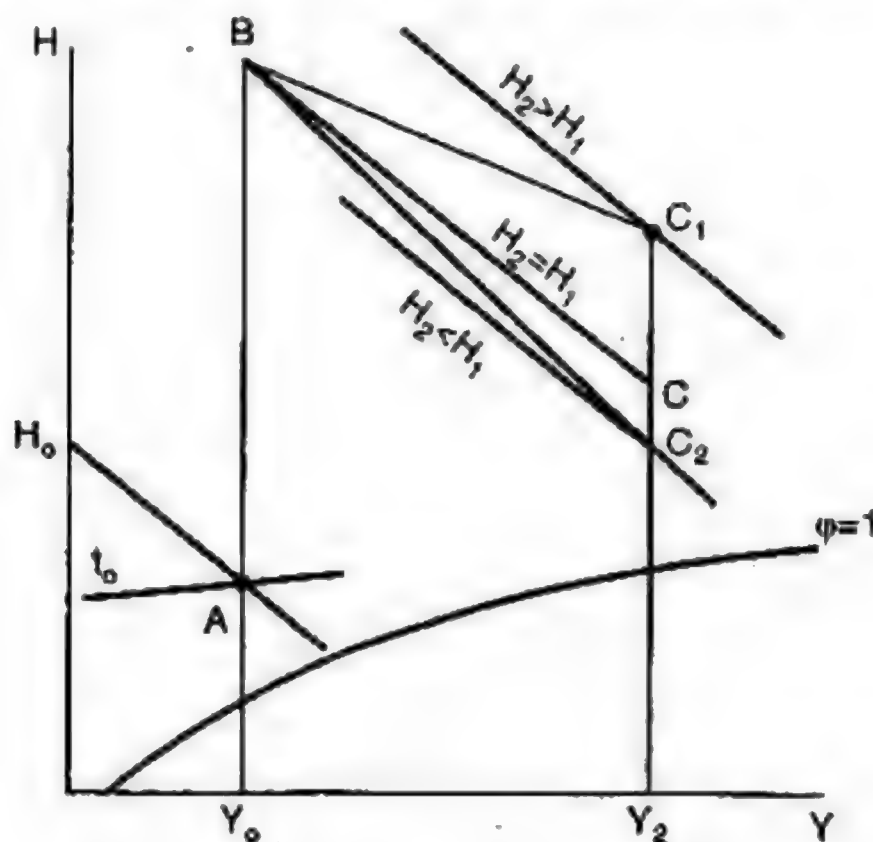
từ đó rút ra:
$$H_2 - H_1 = \frac{\Delta}{g}$$

Trong thực tế, có thể xảy ra theo một trong ba trường hợp tùy theo giá trị của Δ .

1- Nhiệt lượng bổ sung chung lớn hơn nhiệt lượng tổn thất chung nên $\Delta > 0$. Vì g luôn là số dương nên theo (9.31) $H_2 > H_1$

2- Nhiệt lượng bổ sung chung không đủ bù nhiệt lượng tổn thất chung nên $\Delta < 0$. Cũng theo (9.31) $H_2 < H_1$

3- Nhiệt lượng bổ sung chung đủ bù nhiệt lượng tổn thất chung nên $\Delta = 0$, đây là trường hợp của sấy lý thuyết $H_2 = H_1$



Hình 9.8: Mô tả quá trình sấy thực tế

Trên hình 9.8, mô tả quá trình sấy thực tế:

- Đường ABC : quá trình sấy lý thuyết.
- Đường ABC_1 : quá trình sấy thực tế với $H_2 > H_1$
- Đường ABC_2 : quá trình sấy thực tế với $H_2 < H_1$

Ví dụ 9.5: Xác định suất lượng của dòng không khí khô và công suất nhiệt cần thiết trong một thiết bị sấy lý thuyết để bốc hơi 100 kg ẩm/h từ vật liệu ẩm nếu trạng thái đầu của không khí (trước khi vào bộ phận đốt nóng) là $t_0 = 15^\circ\text{C}$, $\phi_0 = 0,8$ và trạng thái cuối của không khí (sau khi rời phòng sấy) là $t_2 = 44^\circ\text{C}$ và $\phi_2 = 0,5$

Giải: Từ giản đồ Ramzin xác định được $\bar{Y}_0 = 0,009 \text{ kg ẩm/kg kkk}$ (ứng với t_0 và ϕ_0) và $\bar{Y}_2 = 0,03 \text{ kg ẩm/kg kkk}$. Theo (9.19)

$$g = \frac{1}{\bar{Y}_2 - \bar{Y}_0} = \frac{1}{0,03 - 0,009} = 47,6 \text{ kg kkk/kg ẩm bốc hơi}$$

Từ đồ thị $H-\bar{Y}$ ta xác định được $H_2 = 121,5 \text{ kJ/kg kkk}$ và

1- Đường AB_1C biểu diễn quá trình sấy không có bổ sung nhiệt, do đó $q = q_c$ (vì $q_b = 0$). Nhiệt độ dòng khí khi bắt đầu sấy là t_1 , đây cũng là nhiệt độ lớn nhất của dòng khí.

2- Đường AB_2C biểu diễn quá trình sấy có bổ sung nhiệt. Lượng nhiệt ở bộ phận đốt nóng làm cho enthalpy của không khí tăng từ $H_o \div H_{B_2}$, lượng nhiệt bổ sung trong phòng sấy sẽ làm cho enthalpy của dòng khí tăng từ $H_{B_2} \div H_2$. Nhiệt độ lớn nhất của dòng khí ở đây là $t_2 < t_1$.

3- Đường AB_3C biểu diễn quá trình sấy có bổ sung nhiệt, trong đó nhiệt độ không khí được giữ không đổi trong suốt quá trình sấy và bằng t_c (nhiệt độ cuối của quá trình sấy).

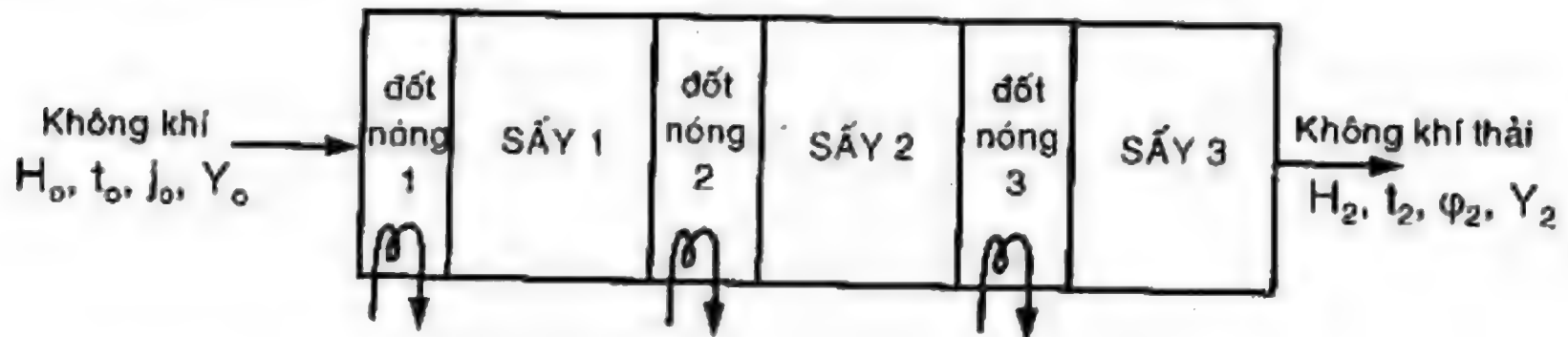
4- Đường AC biểu diễn quá trình sấy không có bộ phận đốt nóng, toàn bộ lượng nhiệt cần thiết q được cung cấp ngay trong phòng sấy. Trong trường hợp này, nhiệt độ không khí trong suốt quá trình sấy là thấp nhất, tăng dần từ $t_o \div t_c$.

Qua 4 trường hợp đã trình bày ở trên cho thấy, khi trạng thái đầu và cuối của không khí sấy đã xác định thì lượng nhiệt cần thiết chung cho quá trình là một đại lượng không đổi. Do đó, nếu cần nhiệt độ thấp thì phải giảm lượng nhiệt cung cấp ở bộ phận đốt nóng và tăng lượng nhiệt bổ sung trong phòng sấy. Nhiệt độ không khí cao nhất khi không có bổ sung nhiệt, và thấp nhất khi không có bộ phận đốt nóng. Vậy phương thức sấy có bổ sung nhiệt trong phòng sấy được dùng trong trường hợp vật liệu sấy không chịu được nhiệt độ cao.

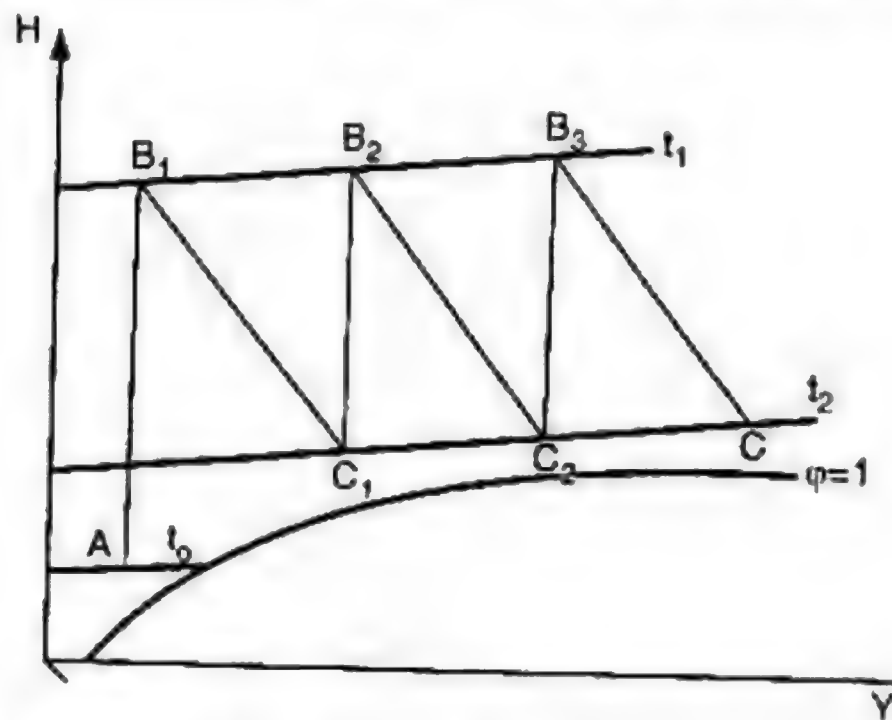
9.4.2 Sấy có đốt nóng không khí giữa chừng

Để giảm nhiệt độ không khí sấy, có thể chia phòng sấy ra làm nhiều khu vực sấy và trước mỗi khu vực có đặt một bộ phận đốt nóng. Theo hình 9.10, không khí ban đầu ($H_o, t_o, \bar{Y}_o, \phi_o$), điểm A, đi qua bộ phận đốt nóng 1 được gia nhiệt lên đến nhiệt độ t_1 , điểm B_1 , rồi vào phòng sấy 2. Sau khi sấy xong nhiệt độ không khí hạ xuống đến t_2 , điểm C_1 . Không khí lại tiếp tục qua bộ phận đốt nóng 3 để được gia nhiệt lên đến t_1 , điểm B_2 , rồi vào phòng sấy 4... Quá trình tiếp tục cho đến điểm C. Đường gấp khúc $AB_1C_1B_2C_2B_3C$ biểu diễn quá trình sấy có đốt nóng không khí giữa chừng. Nếu trạng thái đầu (điểm A) và trạng thái cuối (điểm C) đã xác định trước thì khi sấy bằng phương

pháp đốt nóng dòng khí một lần ban đầu thì nhiệt độ dòng khí lên rất cao (điểm B' là giao điểm của AB_1 và B_3C kéo dài), nhưng khi sấy có đốt nóng dòng khí giữa chừng nhiệt độ tối đa có thể nhỏ hơn rất nhiều tùy thuộc vào số giai đoạn đốt nóng giữa chừng. Phương thức sấy này thích hợp để sấy các vật liệu không chịu được nhiệt độ cao.



Hình 9.10: Sơ đồ sấy có đốt nóng giữa chừng



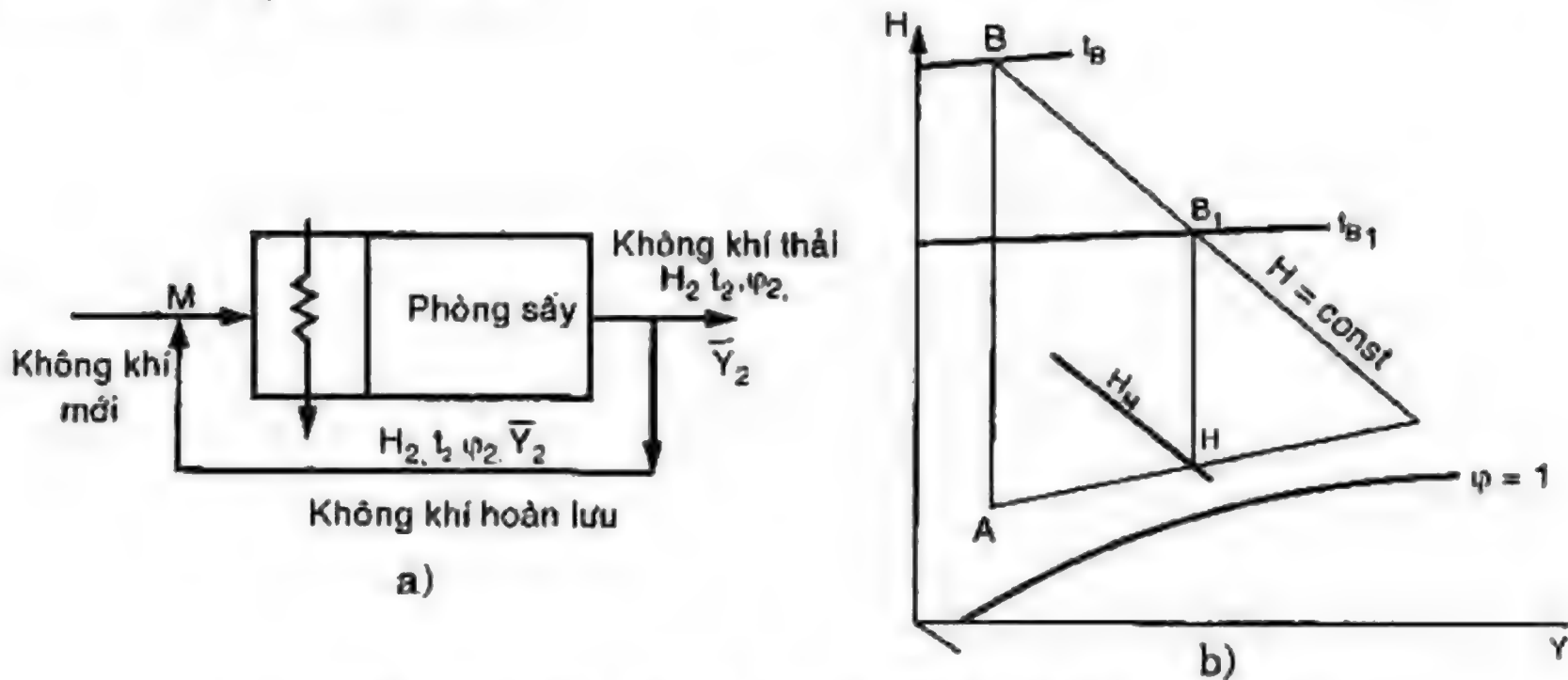
Hình 9.11: Quá trình sấy có đốt nóng giữa chừng

9.4.3 Sấy có tuần hoàn khí thải

Trong quá trình sấy có tuần hoàn khí thải, không khí sau khi sấy xong chỉ thải ra ngoài một phần, phần còn lại thì cho tuần hoàn trở lại trộn lẫn với không khí mới bổ sung vào.

Không khí ra khỏi phòng sấy có trạng thái biểu diễn bởi điểm $C(H_2, t_2, \bar{Y}_2, \varphi_2)$, thải đi một phần, còn một phần quay trở lại trộn lẫn với không khí ban đầu biểu diễn bởi điểm $A(H_0, t_0, \bar{Y}_0, \varphi_0)$ tạo thành hỗn hợp mới tại $M(H_M, t_M, \bar{Y}_M, \varphi_M)$. Hỗn hợp tại M được gia nhiệt lên đến điểm B_1 rồi đi vào phòng sấy. Trên giản đồ $H-\bar{Y}$, đường AMB_1C biểu diễn quá trình sấy có tuần hoàn khí thải với nhiệt độ tối đa của không khí là t_{B_1} thấp hơn nhiệt độ của không khí khi sấy đốt nóng

không khí một lần ban đầu. Lượng không khí tuần hoàn càng nhiều thì nhiệt độ t_{B_1} càng thấp.



Hình 9.12: a) Sơ đồ sấy có tuần hoàn khí thải

b) Quá trình sấy có tuần hoàn khí thải

Trên căn bản, 1 kg không khí khô ban đầu được trộn lẫn với n kg không khí khô tuần hoàn thì enthalpy của hỗn hợp tại M được tính theo biểu thức sau được rút ra từ cân bằng nhiệt lượng

$$H_M = \frac{H_o + nH_2}{1 + n}, \quad J/kg \text{ kkk} \quad (9.32)$$

Hàm ẩm \bar{Y}_M suy ra từ phương trình cân bằng ẩm

$$\bar{Y}_M = \frac{\bar{Y}_o + n\bar{Y}_2}{1 + n}, \quad kg \text{ ẩm/kg kkk} \quad (9.32)$$

từ đó rút ra:
$$n = \frac{H_M - H_o}{H_2 - H_M} = \frac{\bar{Y}_M - \bar{Y}_o}{\bar{Y}_2 - \bar{Y}_M}$$

Từ (9.34) xác định được điểm M trên đoạn AC.

Cân bằng vật chất và nhiệt lượng cho dòng không khí sẽ xác định được.

Lượng không khí khô ban đầu (tương ứng điểm A):

$$g = \frac{1}{\bar{Y}_2 - \bar{Y}_o}, \quad kg \text{ kkk/kg ẩm} \quad (9.35)$$

Lượng hỗn hợp không khí đi vào thiết bị sấy:

$$g_M = \frac{1}{\bar{Y}_2 - \bar{Y}_M}, \quad kg \text{ kkk/kg ẩm} \quad (9.36)$$

hay
$$g_M = g(1 + n) \quad (9.37)$$

Lượng nhiệt cung cấp ở bộ phận đốt nóng là:

$$q = g_M(H_1 - H_M) = \frac{H_1 - H_M}{Y_2 - Y_M}, \quad \text{J/kg ẩm} \quad (9.38)$$

Phương thức sấy có tuần hoàn khí thải có những ưu điểm sau:

- Có thể điều chỉnh độ ẩm của không khí do đó có thể ứng dụng để sấy các vật liệu không chịu được điều kiện độ ẩm không khí nhỏ và nhiệt độ cao ví dụ như sấy gỗ...

- Tốc độ không khí đi qua phòng sấy lớn.

Ví dụ 9.6: Xác định suất lượng không khí và lượng nhiệt tiêu tốn để sấy 1 tấn vật liệu ẩm từ độ ẩm đầu 50% đến độ ẩm cuối 6% (cần bản vật liệu ướt) trong một thiết bị sấy lý thuyết theo những phương pháp sau

- Sấy đốt nóng thông thường
- Sấy có đốt nóng giữa chừng (nhiệt độ không khí được gia nhiệt đến 100°C)
- Sấy có tuần hoàn 80% lượng khí thải.

Các thông số trạng thái cho dòng khí là: $t_o = 25^\circ\text{C}$;

$\bar{Y}_o = 0,0095 \text{ kg ẩm/kg kkk}$; $t_2 = 60^\circ\text{C}$; $\bar{Y}_2 = 0,041 \text{ kg ẩm/kg kkk}$.

Giải: Lượng ẩm bốc hơi trong suốt quá trình sấy được xác định theo (9.15)

$$W = L_1 \left(\frac{x_1 - x_2}{100 - x_2} \right) = 1000 \left(\frac{50 - 6}{100 - 6} \right) = 468 \text{ kg/h}$$

a) *Sấy đốt nóng thông thường:* đường AB_1C trên hình 9.9

Lượng không khí khô cần thiết để bốc hơi 1 kg ẩm:

$$g = \frac{1}{\bar{Y}_2 - \bar{Y}_o} = \frac{1}{0,041 - 0,0095} = 31,8 \text{ kg kkk/kg ẩm bốc hơi}$$

Suất lượng dòng không khí khô:

$$G = Wg = 468 \times 31,8 = 14857 \text{ kg kkk/h}$$

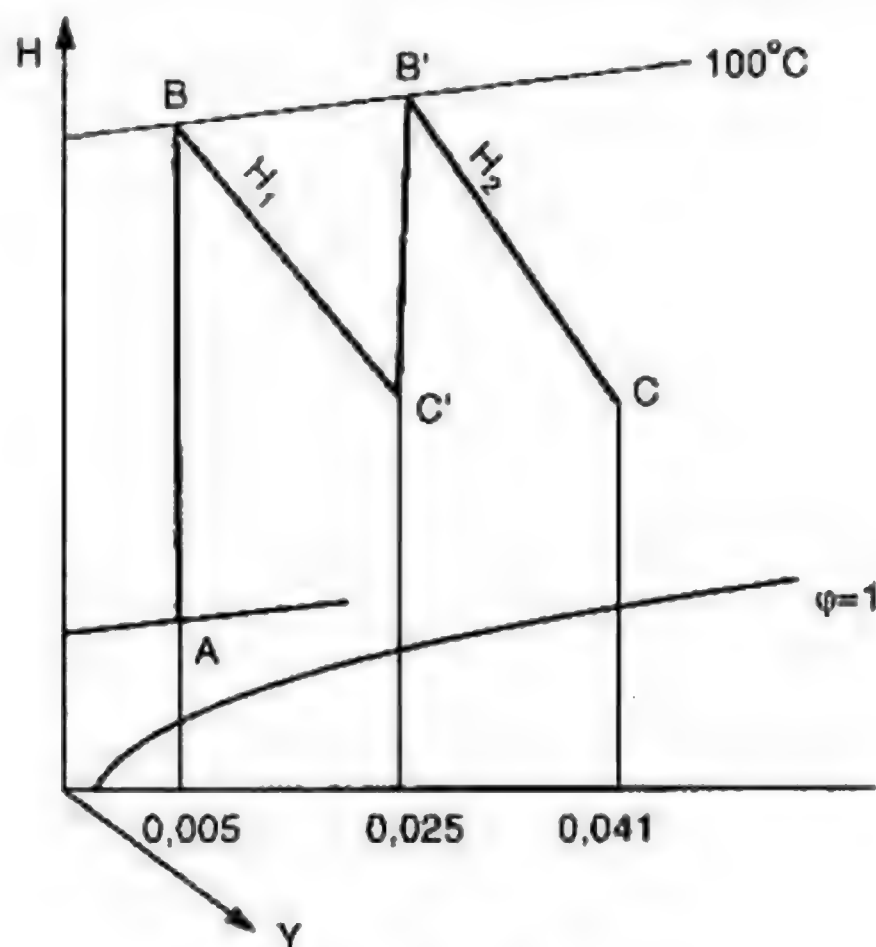
Tra trên đồ thị $H-\bar{Y}$, với t_o, \bar{Y}_o được $H_o = 50 \text{ kJ/kg kkk}$

t_2, \bar{Y}_2 được $H_2 = 170 \text{ kJ/kg kkk}$

Lượng nhiệt tiêu thụ riêng:

$$q = 31,8 (170 - 50) = 3816 \text{ kJ/kg ẩm bốc hơi}$$

và
$$Q = 468 \times 3816 = 1.785.890 \text{ kJ/h} = 496 \text{ kW}$$



Hình 9.13: Ví dụ 9.6

b) Quá trình sấy có đốt nóng dòng khí giữa chừng xảy ra theo hình 9.13. Để xác định đường biểu diễn quá trình sấy lý thuyết có đốt nóng giữa chừng, ta vẽ trên giản đồ Ramzin như sau: Từ $A(t_o, \bar{Y}_o)$ kẻ thẳng đứng cắt đường $t=100^\circ\text{C}$ tại B là giai đoạn đốt nóng 1. Sau đó quá trình sấy 1 diễn ra theo đường $H_1 = \text{const}$. Từ $C(t_2, \bar{Y}_2)$ kẻ đường $H_2 = \text{const}$ lên đến cắt đường $t=100^\circ\text{C}$ tại B'. Từ B' kẻ thẳng đứng (giai đoạn đốt nóng 2) cắt đường H_1 tại C' suy ra $Y = 0,02525 \text{ kg/kg}$. Lượng ẩm bốc hơi trong mỗi giai đoạn sấy là bằng nhau. Lượng không khí khô cần để bốc hơi 1 kg ẩm là:

$$g = \frac{1}{0,02525 - 0,0095} = 63,5 \text{ kg kkk/kg ẩm}$$

$$G = g' \cdot \frac{W}{2} = 63,5 \times \frac{468}{2} = 14860 \text{ kg kkk/h}$$

Lượng ẩm còn lại được bốc hơi trong phòng sấy thứ hai với cùng dòng khí trên nhưng được gia nhiệt lên đến 100°C trong bộ phận đốt nóng thứ hai.

Tổng công suất nhiệt tiêu tốn trong hai bộ phận đốt nóng là:

$$\begin{aligned} Q &= g'(H_1 - H_o) \frac{W}{2} + g'(H_2 - H_1) \frac{W}{2} = g' \frac{W}{2} (H_2 - H_o) \\ &= 63,5 \times \frac{468}{2} (170 - 50) = 1.783.080 \text{ kJ/h} = 495,3 \text{ kW} \end{aligned}$$

c) Quá trình sấy có tuần hoàn 80% lượng khí thải, đường AMB'C

$$\bar{Y}_M = \frac{\bar{Y}_o + 4\bar{Y}_2}{1+4} = \frac{0,0095 + 4 \cdot 0,041}{1+4} = 0,0347 \text{ kg ẩm/kg kkk}$$

$$H_M = \frac{H_o + nH_2}{1+n} = \frac{50 + 4170}{1+4} = 146 \text{ kJ/kg kkk}$$

$$g_M = \frac{1}{\bar{Y}_2 - \bar{Y}_M} = \frac{1}{0,041 - 0,0347} = 158,7 \text{ kg kkk/kg ẩm}$$

$$G_M = g_M \cdot W = 158,7 \times 468 = 74286 \text{ kg kkk/h}$$

Lượng không khí mới bổ sung là:

$$G = 0,2 \cdot G_M = 0,2 \times 74286 = 14857 \text{ kg kkk/h}$$

Công suất nhiệt cần thiết là:

$$\begin{aligned} Q &= G_M(H_2 - H_M) = 74286 (170 - 146) \\ &= 1.872.864 \text{ kJ/h} = 495 \text{ kW} \end{aligned}$$

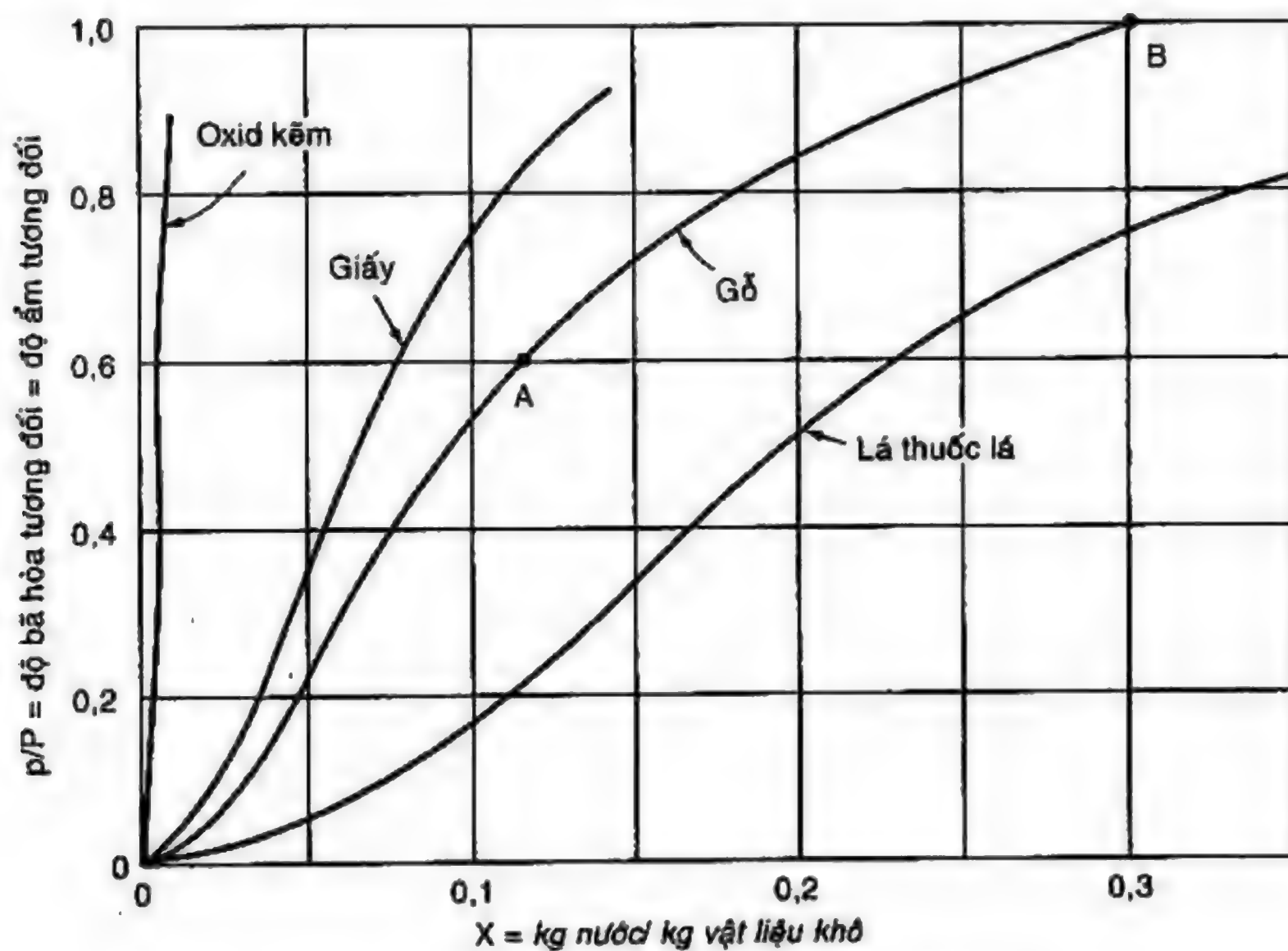
B. ĐỘNG LỰC HỌC QUÁ TRÌNH SẤY

Tất cả các vật liệu rắn ẩm đều có khả năng hút ẩm từ môi trường chung quanh, hoặc nhả ẩm ra môi trường chung quanh. Sự chuyển động của hơi nước theo chiều nào phụ thuộc vào trạng thái của môi trường chung quanh và tính chất của vật liệu.

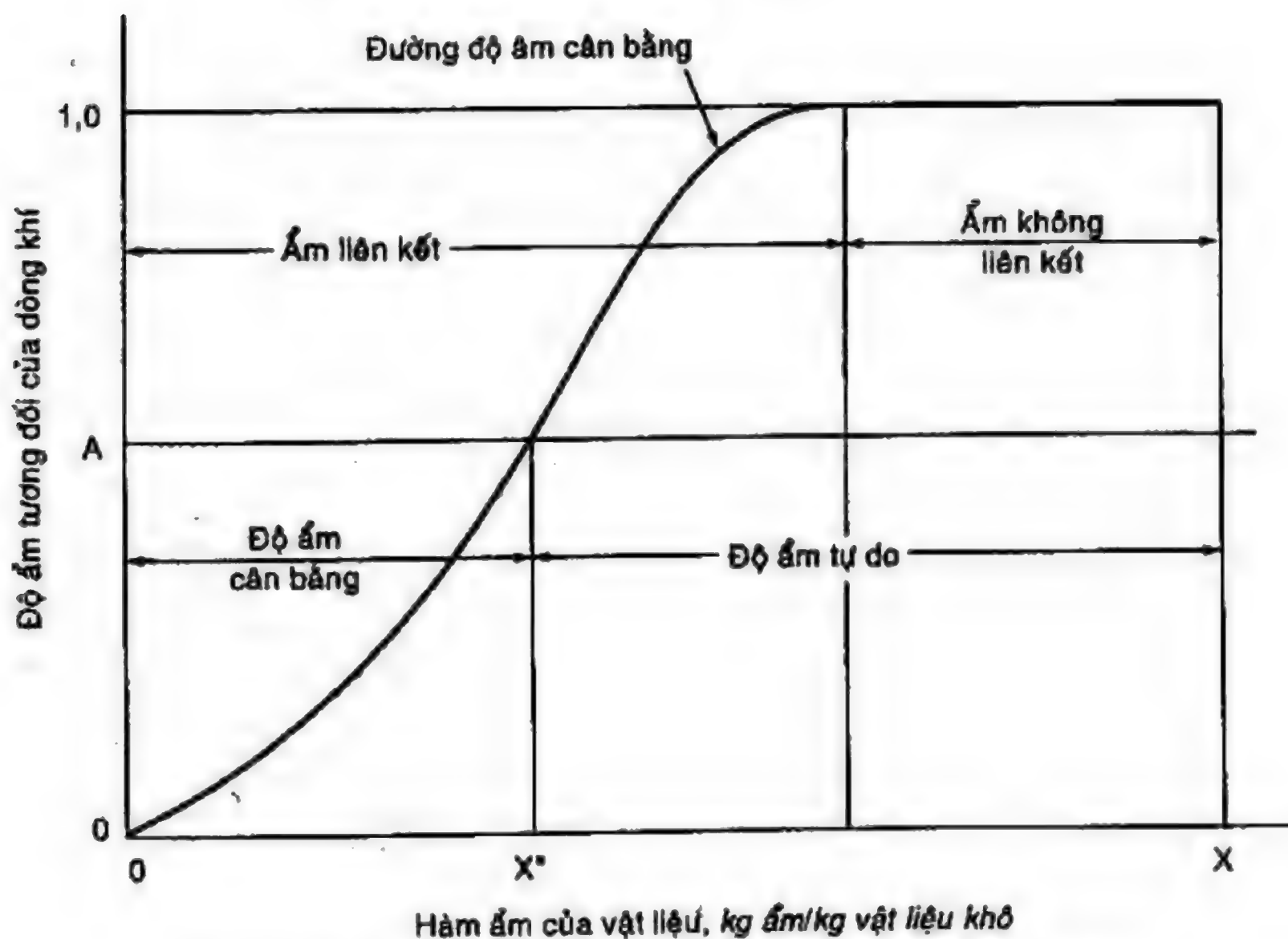
Môi trường chung quanh của vật liệu có thể là hơi nước hoặc hỗn hợp hơi nước-không khí. Nếu ký hiệu p_A là áp suất riêng phần của hơi nước trong môi trường chung quanh và P_A là áp suất hơi của nước trên bề mặt vật liệu thì điều kiện để nước từ vật liệu bay hơi vào môi trường chung quanh là $P_A > p_A$.

Áp suất hơi của nước trên bề mặt vật liệu P_A phụ thuộc vào độ ẩm của vật liệu, nhiệt độ và dạng liên kết ẩm với vật liệu. Khi nhiệt độ và độ ẩm của vật liệu tăng thì P_A tăng, lực liên kết ẩm với vật liệu càng lớn thì P_A càng giảm.

Trạng thái ẩm của vật liệu ứng với điều kiện $P_A = p_A$ gọi là trạng thái cân bằng, quá trình bay hơi ngừng lại, độ ẩm của vật liệu tại điều kiện này gọi là độ ẩm cân bằng X^* . Hình 9.14 trình bày đường cân bằng giữa độ ẩm của một số vật liệu và độ ẩm tương đối của không khí.



Hình 9.14: Đường cân bằng ẩm ở 25°C



Hình 9.15: Quan hệ giữa độ ẩm cân bằng của vật liệu và độ ẩm tương đối của không khí

Hình 9.15 trình bày quan hệ giữa độ ẩm cân bằng của vật liệu và độ ẩm tương đối của không khí, điểm C ứng với $\varphi = 1,0$, khi đó:

$P_A = P_A = P_{bh}$ (áp suất hơi bão hòa) được gọi là điểm hút nước.

- Độ ẩm của vật liệu ứng với điểm C gọi là độ ẩm hút nước.
- Lượng ẩm ứng với vật liệu có độ ẩm lớn hơn độ ẩm hút nước gọi là ẩm không liên kết.
- Lượng ẩm ứng với vật liệu có độ ẩm nhỏ hơn độ ẩm hút nước gọi là ẩm liên kết. Quá trình sấy thường chỉ bốc hơi được lượng ẩm không liên kết và một phần lượng ẩm liên kết.
- Lượng ẩm bốc hơi được gọi chung là lượng ẩm tự do.

Quá trình ẩm bay hơi từ vật liệu thường có 2 giai đoạn:

1- Ẩm trên bề mặt vật liệu bay hơi vào môi trường chung quanh, tốc độ của quá trình phụ thuộc vào áp suất P_A, p_A , nhiệt độ và tốc độ chuyển động của môi trường.

2- Khi độ ẩm trên bề mặt vật liệu nhỏ hơn độ ẩm bên trong vật liệu, nước sẽ khuếch tán từ bên trong ra bề mặt vật liệu nhờ chênh lệch độ ẩm. Khi nhiệt độ trong vật liệu khác nhau thì nước sẽ di chuyển từ nơi có nhiệt độ cao đến nơi có nhiệt độ thấp.

Tóm lại, quá trình bay hơi từ vật liệu ẩm gồm có hai giai đoạn:

- Giai đoạn nước khuếch tán từ trong ra bề mặt vật liệu phụ thuộc vào nhiệt độ và tính chất của vật liệu, dạng liên kết của nước với vật liệu
- Giai đoạn nước khuếch tán từ bề mặt vật liệu vào môi trường chung quanh phụ thuộc vào trạng thái của môi trường chung quanh.

Tốc độ của hai giai đoạn này thường không bằng nhau và có ảnh hưởng đến tốc độ sấy.

9.5 TỐC ĐỘ SẤY CỦA QUÁ TRÌNH SẤY GIÁN ĐOẠN

9.5.1 Khái niệm về tốc độ sấy

Để thiết lập nên một qui trình sấy và xác định kích thước thiết bị, ta cần phải biết thời gian sấy từ độ ẩm ban đầu đến độ ẩm cuối đã xác định trước, ngoài ra còn phải xét đến các yếu tố khác nhau có ảnh hưởng lên thời gian sấy. Để xác định thời gian sấy, trước hết, phải xác định tốc độ sấy.

Tốc độ sấy được biểu diễn bằng lượng ẩm (kg) bay hơi trên $1m^2$ bề mặt vật liệu sấy trong một đơn vị thời gian (h) và được viết dưới dạng sau:

$$N = \frac{dW}{Sd\theta}, \quad \text{kg ẩm}/m^2 \cdot h \quad (9.39)$$

với: W - lượng ẩm bay hơi trong quá trình sấy, kg

S - diện tích bề mặt vật liệu sấy, m^2 ; θ - thời gian sấy, h.

Khi biết tốc độ sấy có thể tìm thời gian sấy theo công thức:

$$\theta = \frac{W}{S \cdot N}, \quad h \quad (9.40)$$

Nhưng, tốc độ sấy N biến đổi theo thời gian sấy, giảm dần theo mức độ giảm hàm ẩm trong vật liệu sấy, do đó không sử dụng trực tiếp (9.40) để tính thời gian sấy được. Khi sấy thường phải làm thí nghiệm để xác định các đường cong thực nghiệm gọi là đường song sấy và đường cong tốc độ sấy.

9.5.2 Thí nghiệm sấy

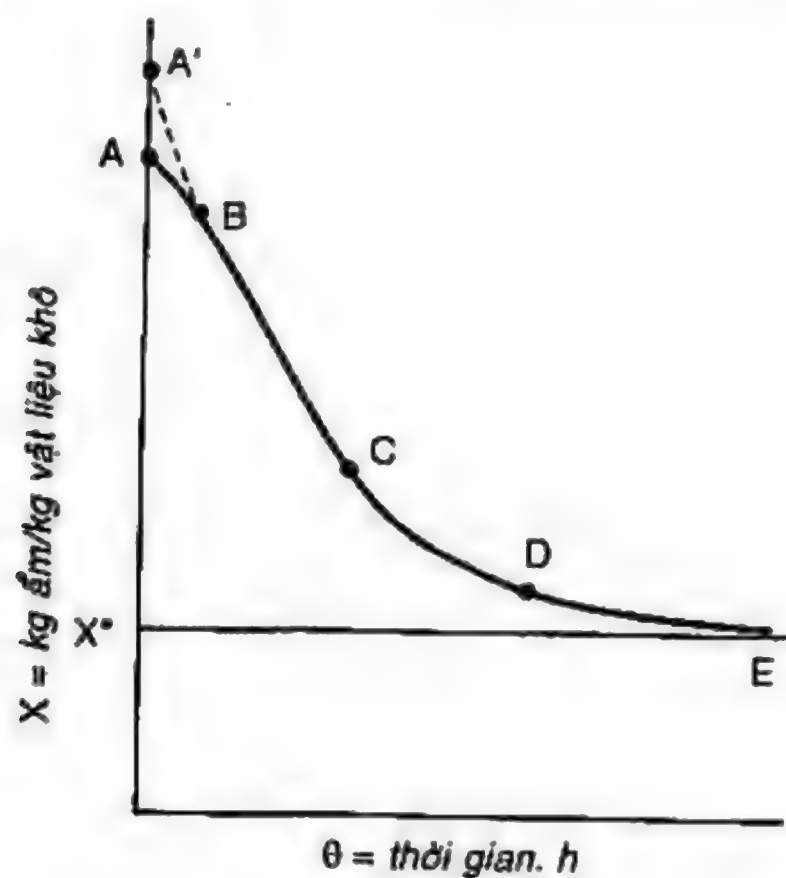
Thí nghiệm được thực hiện bằng cách treo mẫu vào một cái cân, và sau đó mẫu được đưa vào dòng khí hoặc trong phòng sấy. Khối lượng của mẫu như vậy sẽ được xác định theo thời gian. Mẫu không nên quá nhỏ, nếu được nên thực hiện với một số mẫu có bề dày khác nhau. Ngoài ra, các điều kiện sau đây phải tương đương với điều kiện thực khi thiết kế:

- 1- Mẫu và vật mang phải tương tự với thực tế
- 2- Phải có cùng tỷ số giữa bề mặt sấy và bề mặt không được sấy
- 3- Điều kiện truyền nhiệt do bức xạ phải giống nhau
- 4- Không khí phải có cùng nhiệt độ, độ ẩm, vận tốc (cả phương, chiều so với mẫu).

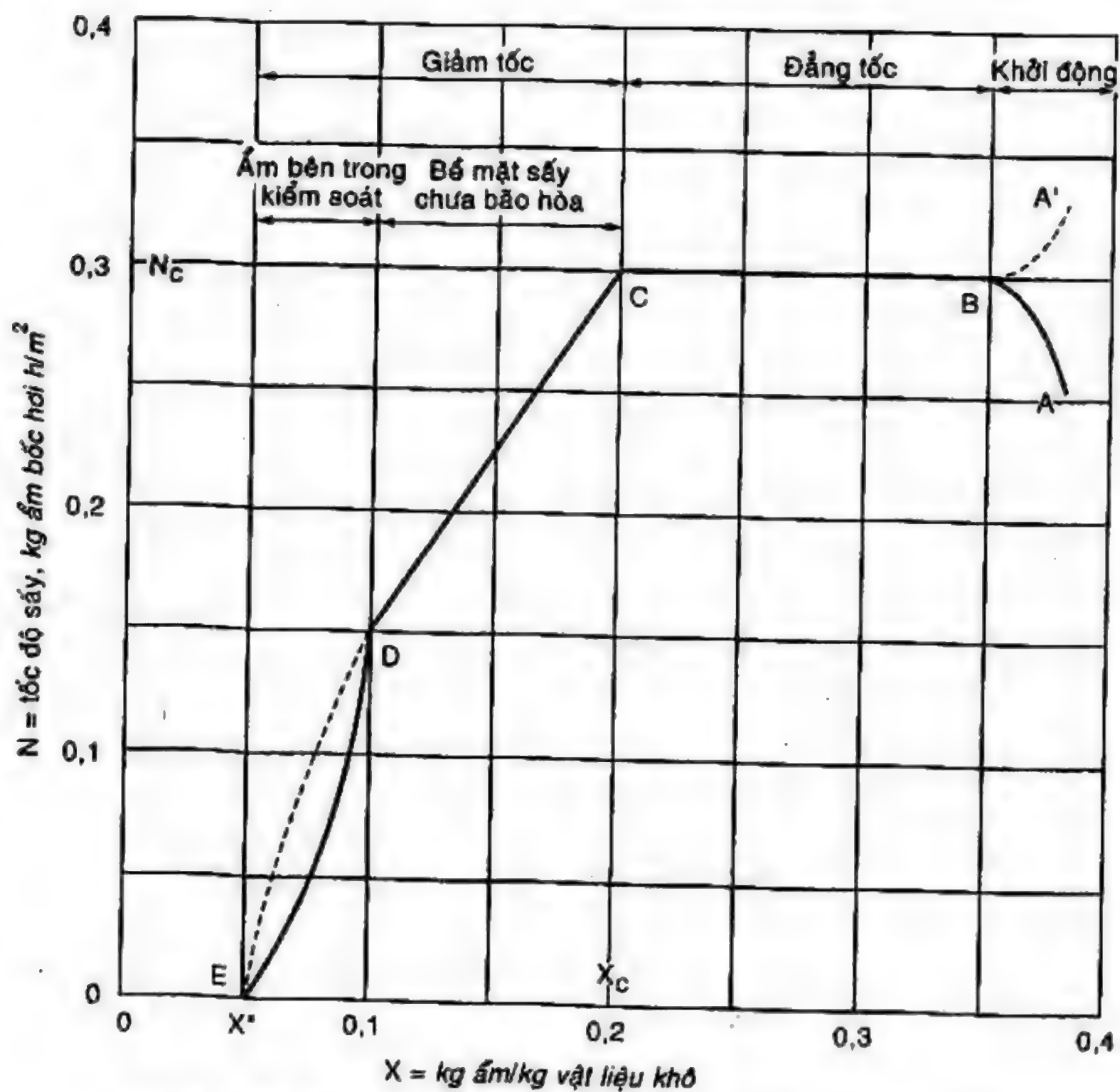
Cuối cùng ta xác định được khối lượng của vật liệu khô.

9.5.3 Giản đồ sấy

Hình 9.16 và hình 9.17 biểu diễn hai dạng giản đồ sấy. Đường cong sấy biểu diễn độ ẩm của vật liệu theo thời gian sấy, đường tốc độ sấy biểu diễn tốc độ sấy theo độ ẩm của vật liệu. Những nhận xét qua hai giản đồ này như sau:



Hình 9.16: Đường cong sấy, sấy gián đoạn, điều kiện sấy không đổi



Hình 9.17: Đường tốc độ sấy, điều kiện sấy không đổi

Đoạn AB: Giai đoạn đốt nóng vật liệu sấy, nhiệt độ vật liệu tăng dần lên đến nhiệt độ bầu ướt tương ứng với trạng thái của không khí lúc bắt đầu sấy; độ ẩm vật liệu giảm không đáng kể, tốc độ sấy tăng nhanh đến tốc độ cực đại. Giai đoạn khởi động này rất nhanh và có thể bỏ qua khi tính tốc độ sấy.

Đoạn BC: Giai đoạn tốc độ sấy không đổi (đẳng tốc), độ ẩm vật liệu giảm nhanh và đều đặn theo đường thẳng (đoạn BC trên đường cong sấy), nhiệt độ vật liệu không đổi và vẫn bằng nhiệt độ bầu ướt.

Đoạn CE: Giai đoạn tốc độ sấy giảm dần (đường gạch đứt đoạn là đường lý thuyết). Độ ẩm vật liệu X_c gọi là độ ẩm tới hạn. Đoạn CD là quá trình sấy bề mặt chưa bão hòa, đoạn DE là quá trình sấy lượng ẩm bên trong vật liệu. Trong giai đoạn sấy này, nhiệt độ của vật liệu tăng lên dần, độ ẩm vật liệu sẽ giảm chậm dần đến độ ẩm cân bằng X^* (điểm E). Khi đạt đến độ ẩm cân bằng thì nhiệt độ của vật liệu sẽ bằng nhiệt độ của không khí sấy.

Qua các nhận xét trên có thể kết luận là quá trình sấy một vật liệu ướt đến độ ẩm cân bằng gồm hai giai đoạn như sau:

1- Giai đoạn tốc độ sấy không đổi (đẳng tốc)

Lúc bắt đầu sấy trong vật liệu còn nhiều nước, tốc độ khuếch tán của nước bên trong vật liệu lớn hơn tốc độ bay hơi nước trên bề mặt vật liệu, vì thế tốc độ sấy trong giai đoạn này phụ thuộc chủ yếu vào tốc độ bay hơi nước trên bề mặt vật liệu, không phụ thuộc vào các yếu tố bên trong vật liệu (bề dày lớp vật liệu, độ ẩm ban đầu...) mà chỉ phụ thuộc vào các yếu tố bên ngoài (nhiệt độ, tốc độ, độ ẩm của không khí sấy...). Khi các yếu tố bên ngoài không đổi thì tốc độ sấy cũng không đổi. Vậy muốn tăng tốc độ sấy trong giai đoạn này thì chủ yếu thay đổi các yếu tố bên ngoài, trong trường hợp này có thể tăng nhiệt độ sấy cao hơn nhiệt độ cho phép của vật liệu vì bề mặt vật liệu còn đang ướt nên nhiệt độ vật liệu gần bằng nhiệt độ bầu ướt t_w . Cần chú ý là t_w phải nhỏ hơn nhiệt độ cho phép của vật liệu.

2- Giai đoạn tốc độ sấy giảm dần

Lúc này vật liệu tương đối khô, lượng nước trong vật liệu còn ít nên tốc độ khuếch tán của nước trong vật liệu giảm xuống nhỏ hơn tốc độ bay hơi của nước trên bề mặt vật liệu. Do đó, tốc độ sấy trong giai đoạn này chủ yếu phụ thuộc vào tốc độ khuếch tán của nước bên trong vật liệu.

Lượng ẩm khuếch tán giảm dần nên lượng ẩm bay hơi cũng giảm, do đó, tốc độ sấy cũng giảm. Vậy tốc độ sấy trong giai đoạn này phụ thuộc chủ yếu vào các yếu tố bên trong vật liệu cho nên muốn tăng tốc độ sấy ở giai đoạn giảm tốc phải khắc phục trở lực khuếch tán của nước ở bên trong vật liệu. Nhiệt độ vật liệu sấy tăng dần nên trong giai đoạn này phải giữ nhiệt độ của không khí sấy không lớn hơn nhiệt độ cho phép của vật liệu.

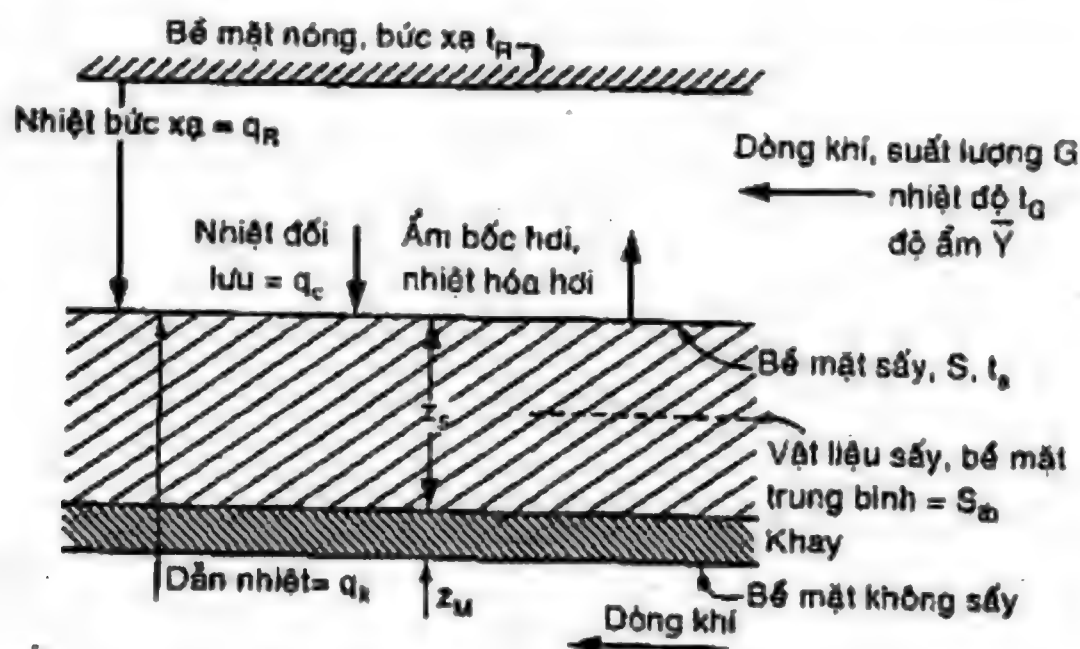
Việc xác định hai giai đoạn sấy có ý nghĩa quan trọng để thiết lập chế độ sấy thích ứng với đặc điểm của từng giai đoạn sấy nhằm đảm bảo chất lượng của sản phẩm sấy, tiết kiệm năng lượng và rút ngắn thời gian sấy.

9.5.4 Các yếu tố ảnh hưởng đến tốc độ sấy

Tốc độ sấy phụ thuộc vào một số yếu tố chủ yếu sau:

- Bản chất của vật liệu sấy như cấu trúc, thành phần hóa học, đặc tính liên kết ẩm...
- Hình dạng vật liệu sấy: kích thước mẫu sấy, bề dày lớp vật liệu... Diện tích bề mặt riêng của vật liệu càng lớn thì tốc độ sấy càng nhanh.
- Độ ẩm đầu, độ ẩm cuối và độ ẩm tới hạn của vật liệu.
- Độ ẩm, nhiệt độ và tốc độ của không khí.
- Chênh lệch giữa nhiệt độ đầu và nhiệt độ cuối của không khí sấy, nhiệt độ cuối cao thì nhiệt độ trung bình của không khí càng cao, do đó tốc độ sấy cũng tăng. Nhưng nhiệt độ cuối không nên quá cao vì không sử dụng triệt để nhiệt.
- Cấu tạo thiết bị sấy, phương thức và chế độ sấy.

9.5.5 Tính tốc độ sấy



Hình 9.18: Giai đoạn sấy đẳng tốc

Tốc độ sấy trong mỗi giai đoạn đều thay đổi khác nhau, do đó, phải tính tốc độ sấy riêng cho từng giai đoạn.

1- Giai đoạn đẳng tốc

Tốc độ sấy trong giai đoạn này phụ thuộc vào tốc độ truyền nhiệt đến vật liệu. Xét một phần vật liệu đặt trong dòng khí sấy (H.9.18). Bề dày của lớp vật liệu sấy là Z_S , của khay chứa là Z_M . Toàn bộ vật liệu được đặt trong dòng khí khô có nhiệt độ t_G , độ ẩm \bar{Y} kg ẩm/kg khô, suất lượng là G (kg/h.m²). Quá trình bay hơi nước xảy ra tại bề mặt trên của vật liệu có diện tích là S (m²), nhiệt độ t_S . Bề mặt vật liệu có thể nhận nhiệt từ những nguồn sau:

- 1- q_c do đối lưu từ dòng khí
- 2- q_k do dẫn nhiệt qua vật liệu
- 3- q_R do bức xạ trực tiếp từ bề mặt nóng có nhiệt độ t_R , tất cả có đơn vị là W/m^2 .

Tất cả lượng nhiệt bề mặt vật liệu sấy nhận được sẽ làm bốc hơi nước để giữ nhiệt độ bề mặt vật liệu không đổi t_s bằng nhiệt độ bầu ướt.

Tốc độ bay hơi nước và nhiệt độ bề mặt có thể xác định được từ cân bằng nhiệt. Nếu q là tổng lượng nhiệt bề mặt nhận được thì:

$$q = q_c + q_R + q_k \quad (9.41)$$

Bỏ qua lượng nhiệt làm quá nhiệt lượng hơi nước bốc hơi vào dòng khí và chỉ xét ẩn nhiệt hóa hơi r_n của nước thì tốc độ bay hơi nước và tốc độ truyền nhiệt liên hệ với nhau theo biểu thức sau:

$$N_n r_n = q \quad (9.42)$$

Tốc độ truyền nhiệt do đối lưu là:

$$q_c = h_c(t_G - t_S) \quad (9.43)$$

Nhiệt nhận được do bức xạ:

$$q_R = h_R(t_R - t_S) \quad (9.44)$$

với h_R là hệ số cấp nhiệt do bức xạ:

$$h_R = \frac{\epsilon(17,746 \times 10^{-9}(T_R^4 - T_S^4))}{T_R - T_S}, \quad W/m^2 \cdot độ \quad (9.45)$$

với: ε - hệ số phát xạ, không thứ nguyên; T_R, T_S - nhiệt độ tuyệt đối của bề mặt phát xạ và bề mặt vật liệu, $^{\circ}\text{K}$.

Tốc độ truyền nhiệt do dẫn nhiệt:

$$q_k = U_k(t_G - t_S) \quad (9.46)$$

với U_k là nghịch đảo của các trở lực:

$$U_k = \frac{1}{(1/h_c)(S/S_u) + (Z_M/k_M)(S/S_u) + (Z_S/k_S)(S/S_m)} \quad (9.47)$$

trong đó: k_M, k_S - hệ số dẫn nhiệt của khay và của vật liệu

S_u, S_m - diện tích bề mặt khay không sấy và diện tích bề mặt trung bình của vật liệu sấy.

Kết hợp các công thức từ (9.41) đến (9.46) cho ta tính được tốc độ sấy:

$$N_n = \frac{q}{r_n} = \frac{(h_c + U_k)(t_G - t_S) + h_R(t_R - t_S)}{r_n} \quad (9.48)$$

Tốc độ này cũng bằng tốc độ truyền khối của hơi nước từ bề mặt vật liệu vào dòng khí:

$$N_n = k_Y(\bar{Y}_S - \bar{Y}) \quad (9.49)$$

với \bar{Y}_S là hàm ẩm bão hòa của dòng khí tại nhiệt độ t_S khi bốc hơi ẩm không liên kết trên bề mặt vật liệu, hai đại lượng này được xác định trên giản đồ Ramzin.

Nếu quá trình dẫn nhiệt và bức xạ nhiệt là không đáng kể, nhiệt độ bề mặt vật liệu khi đó sẽ bằng nhiệt độ bầu ướt của dòng khí. Nhiệt độ bề mặt cũng bằng nhiệt độ bầu ướt nếu vật liệu được sấy từ mọi phía mà không có bức xạ nhiệt.

Với dòng khí thổi song song với bề mặt vật liệu sấy, từ chương 3 ta có:

$$\frac{h_c}{C_p G} \text{Pr}^{2/3} = \frac{k_Y}{G_S} \text{Sc}^{2/3} = 0,036 \text{Re}_x^{-0,2} \quad (9.50)$$

với: G - suất lượng tổng cộng của dòng khí $\text{kg/m}^2.\text{s}$

G_S - suất lượng của không khí khô, $\text{kg kkk/m}^2.\text{s}$.

$\text{Re}_x = xG/\mu$ với x là chiều dài bề mặt sấy theo chiều chuyển động của dòng khí. Dòng khí là không khí thổi song song với bề mặt sấy, $G = 2500 \text{ kg/h.m}^2 \div 30.000 \text{ kg/m}^2.\text{h}$ và vận tốc dài $= 0,6 \div 4,5 \text{ m/s}$.

$$h_c = 3,445G^{0,8} \quad (9.51)$$

Nếu không khí thổi thẳng góc với bề mặt sấy, $G = 4000-20.000 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$, vận tốc dài từ $0,9 \div 4,5 \text{ m/s}$, thì:

$$h_c = 20,19G^{0,37} \quad (9.52)$$

9.5.6 Tính thời gian sấy

Tốc độ sấy theo định nghĩa biểu diễn bởi (9.39). Sắp xếp lại và lấy tích phân sẽ được thời gian sấy từ độ ẩm đầu X_1 đến độ ẩm cuối X_2 :

$$\theta = \int_0^\theta d\theta = \frac{1}{S} \int_0^\theta \frac{dW}{N} \quad (9.53)$$

với $dW = -L_k dX$ thay vào (9.53) với X biến đổi từ $X_1 \div X_2$:

$$\theta = \frac{L_k}{S} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{N} \quad (9.54)$$

1- Giai đoạn đẳng tốc

Thời gian sấy từ độ ẩm ban đầu đến với N là hằng số

$$\theta = \frac{L_k(X_1 - X_c)}{S \cdot N} \quad (9.55)$$

2- Giai đoạn tốc độ giảm

Nếu sấy từ độ ẩm đầu đến độ ẩm cuối $X_2 < X_c$, thời gian sấy cho giai đoạn tốc độ giảm từ $X_c \div X_2$ được tính như sau:

• *Trường hợp tổng quát:* Với dạng đường cong tốc độ sấy giảm bất kỳ, phương trình (9.54) có thể lấy tích phân bằng đồ thị bằng cách xác định diện tích bên dưới đường cong $1/N$ theo X , dữ kiện được lấy từ đường cong tốc độ sấy thực nghiệm.

• *Trường hợp đặc biệt:* N tuyến tính theo X , đoạn DC trên hình 9.19, trong trường hợp này:

$$N = mX + b \quad (9.56)$$

thay vào (9.54) cho:

$$\theta = \frac{L_k}{S} \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{mX + b} = \frac{L_k}{mS} \ln \frac{mX_c + b}{mX_2 + b} \quad (9.57)$$

Vì $N_c = mX_c + b$, $N_2 = mX_2 + b$ và $m = \frac{N_c - N_2}{X_c - X_2}$ (9.57) trở thành:

$$\theta = \frac{L_k(X_c - X_2)}{S(N_1 - N_2)} \ln \frac{N_1}{N_2} = \frac{L_k(X_c - X_2)}{SN_m} \quad (9.58)$$

với N_m là trung bình logarit của vận tốc N_c tại độ ẩm X_c và N_2 tại độ ẩm X_2 .

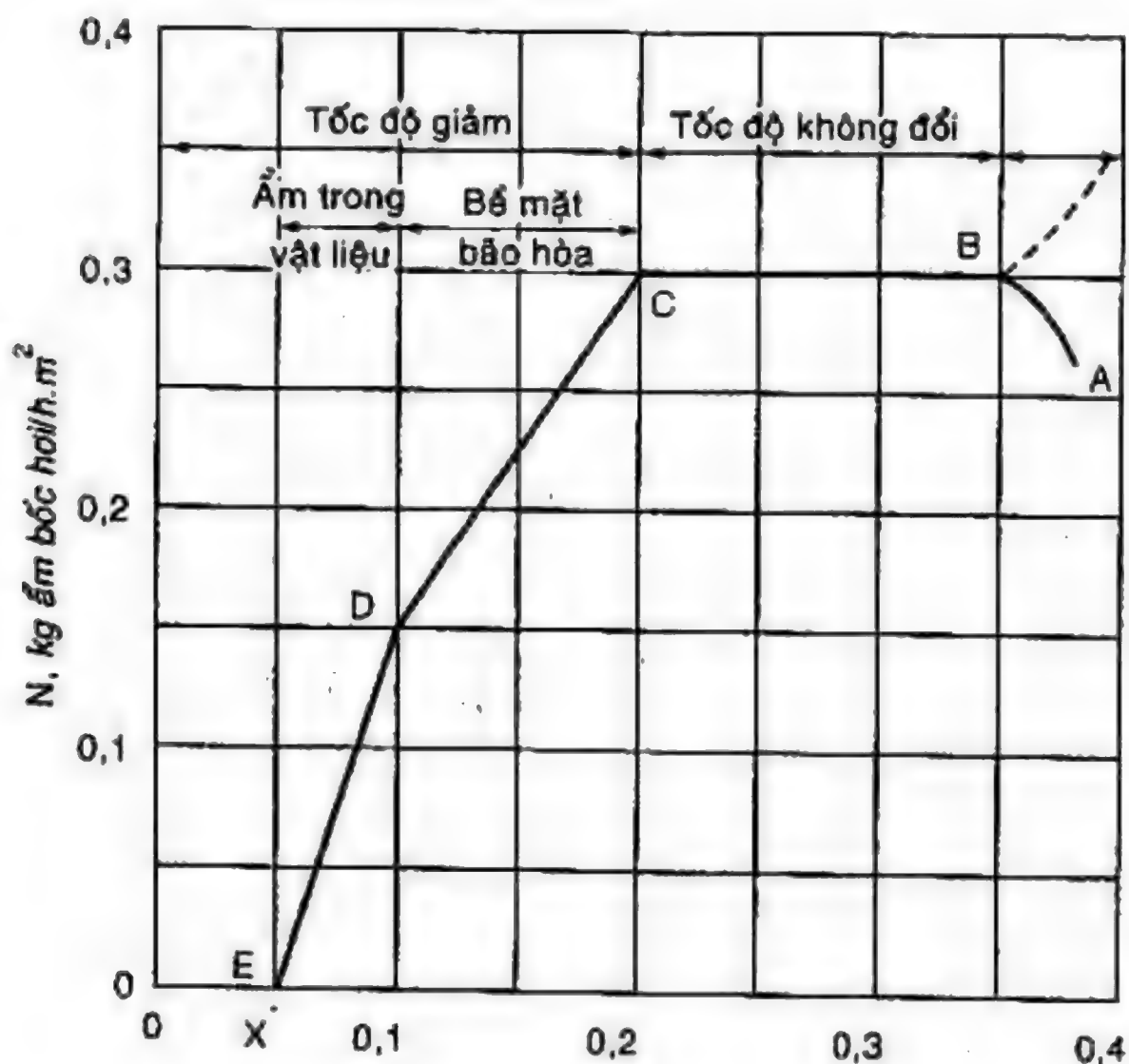
Thường thì toàn bộ đường cong biểu diễn giai đoạn tốc độ giảm có thể xem là đường thẳng từ C đến E trên hình 9.19, như vậy:

$$N = m(X - X^*) = \frac{N_c(X - X^*)}{X_c - X^*} \quad (9.59)$$

và (9.58) trở thành:

$$\theta = \frac{L_k(X_c - X^*)}{N_c S} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \quad (9.60)$$

Trong thực tế các quá trình sấy cụ thể có thể gồm hai giai đoạn sấy hoặc chỉ gồm một giai đoạn nên phải chọn các phương trình và các giới hạn thích hợp.



Hình 9.19

Ví dụ 9.7: Một vật liệu được sấy gián đoạn có đường tốc độ sấy như hình 9.19). Độ ẩm ban đầu của vật liệu là 25%, độ ẩm cuối còn 6% trên căn bản vật liệu ướt. Khối lượng ban đầu của vật liệu là 350 kg và bề mặt sấy có diện tích là $1 \text{ m}^2 / 8 \text{ kg vật liệu khô}$. Xác định thời gian sấy cần thiết.

Giải: Tổng khối lượng vật liệu sấy không ảnh hưởng đến thời gian sấy. Theo đầu bài có $L_k/S = 8 \text{ kg vật liệu khô/m}^2$. Tại độ ẩm 6%, $X_2 = 0,06$ $(1-0,06) = 0,064 \text{ kg ẩm/kg vật liệu khô}$. Ở độ ẩm 25%, $X_1 = 0,25$ $(1-0,25) = 0,333 \text{ kg ẩm/kg vật liệu khô}$. Theo hình 9.19 thì quá trình sấy bao gồm hai giai đoạn

Giai đoạn đẳng tốc theo (9.55):

$$\theta_1 = \frac{L_k(X_1 - X_c)}{S \cdot N}$$

với $X_1 = 0,333$; $X_c = 0,200$; $N = 0,3 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$; $\theta_1 = \frac{8 \times (0,333 - 0,200)}{0,3} = 3,547 \text{ h}$.

Giai đoạn tốc độ giảm: từ $X_c = 0,200$ đến $X_2 = 0,064$. dùng (9.54):

$$\theta_2 = \frac{L_k}{S} \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N}$$

Từ hình 9.19, xác định được bảng sau:

X	0,20	0,18	0,16	0,14	0,12	0,10	0,09	0,08	0,07	0,064
N	0,300	0,266	0,239	0,208	0,180	0,150	0,097	0,070	0,043	0,025
1/N	3,33	3,76	4,18	4,80	5,55	6,67	10,3	14,3	23,3	40,0

Vẽ đường biểu diễn của $1/N$ theo X , diện tích bên dưới đường cong giữa $X_c = 0,20$ và $X_2 = 0,064$ là 1,06

$$\theta_2 = 8 \times 1,06 = 8,48 \text{ h}$$

Vậy thời gian sấy tổng cộng là $\theta = 3,547 + 8,48 = 12,027 \text{ h}$.

C. THIẾT BỊ SẤY

Do điều kiện sấy trong mỗi trường hợp sấy rất khác nhau nên có nhiều kiểu thiết bị sấy khác nhau, vì vậy có nhiều cách phân loại thiết bị sấy:

Dựa vào tác nhân sấy: thiết bị sấy bằng không khí hoặc thiết bị sấy bằng khói lò. Ngoài ra còn có các thiết bị sấy bằng phương pháp đặc biệt như sấy thăng hoa, sấy bằng tia hồng ngoại hay bằng dòng điện cao tần.

Dựa vào áp suất làm việc: thiết bị sấy chân không, thiết bị sấy ở áp suất thường.

Dựa vào phương thức làm việc: sấy liên tục hay sấy gián đoạn

Dựa vào phương pháp cung cấp nhiệt cho quá trình sấy: thiết bị sấy tiếp xúc, hoặc thiết bị sấy đối lưu, thiết bị sấy bức xạ...

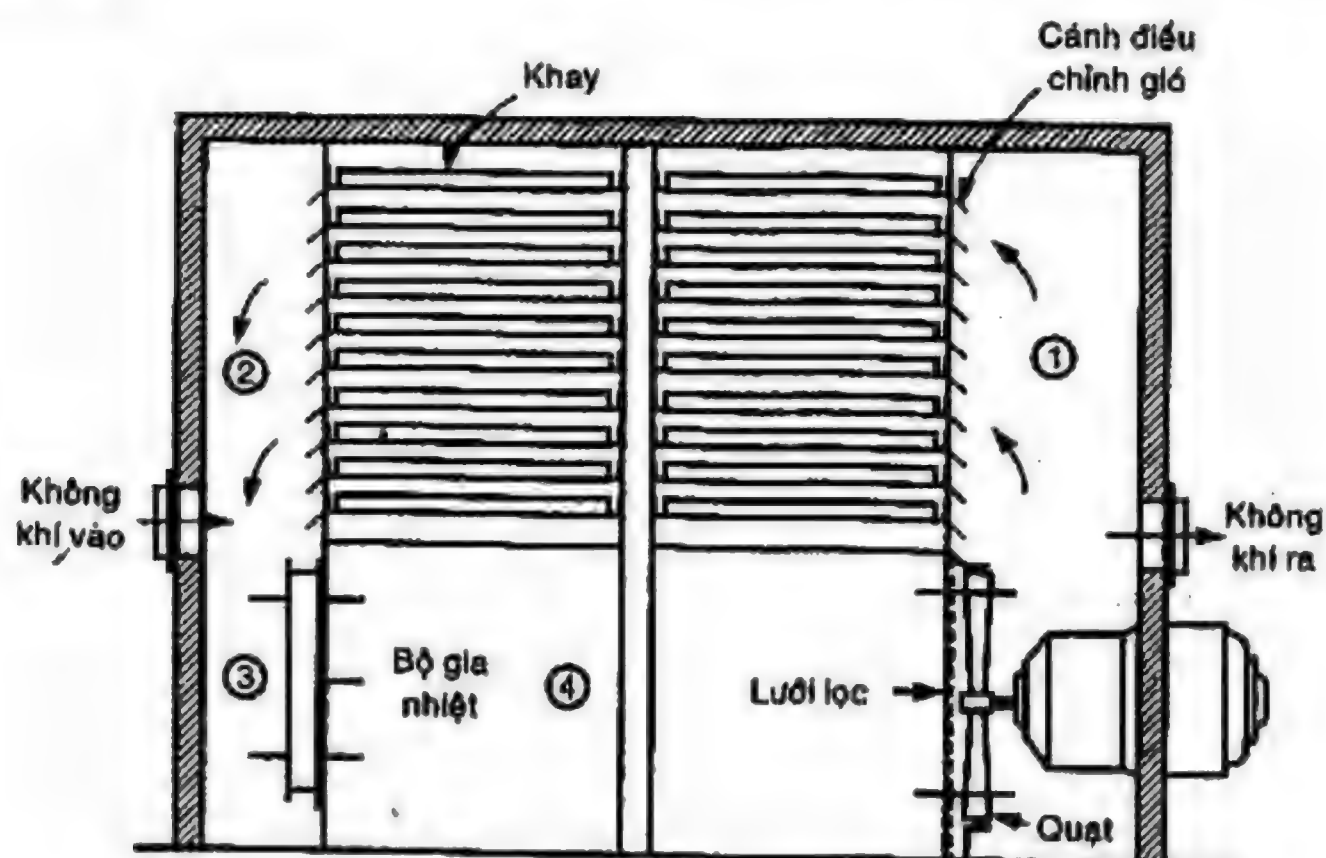
Dựa vào cấu tạo thiết bị: phòng sấy, hầm sấy, sấy băng tải, sấy trục, sấy thùng quay, sấy phun, sấy tầng sôi...

Dựa vào chiều chuyển động của tác nhân sấy và vật liệu sấy: cùng chiều, nghịch chiều và giao chiều.

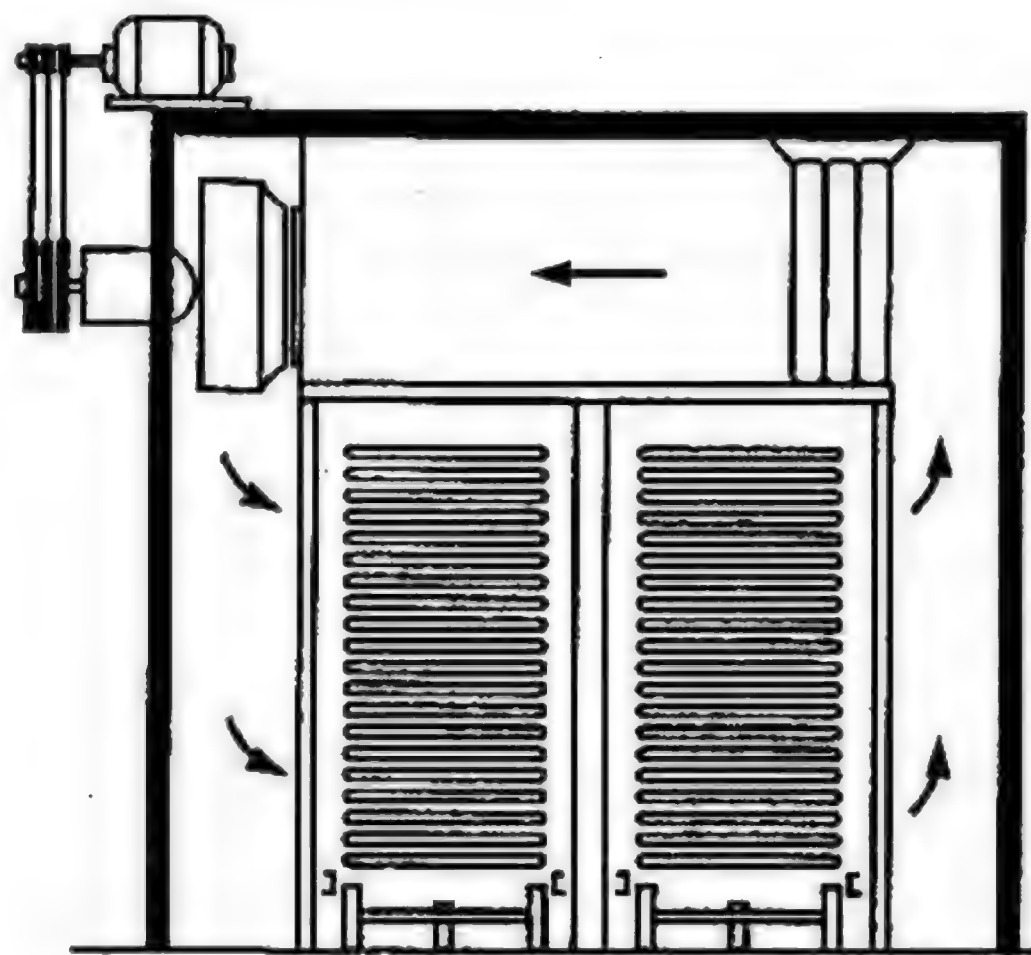
9.6 THIẾT BỊ SẤY ĐỐI LƯU

9.6.1 Phòng sấy (H.9.20 và 9.21)

Trong phòng sấy vật liệu được sấy gián đoạn ở áp suất khí quyển. vật liệu được xếp trên những khay hoặc xe đẩy. Việc nạp liệu và tháo liệu được thực hiện ở ngoài phòng sấy. Phòng sấy loại này có một số nhược điểm như thời gian sấy dài vì vật liệu không được đảo trộn, sấy không đều, khi nạp và tháo liệu bị mất nhiệt qua cửa, khó kiểm tra quá trình sấy.



Hình 9.20: Phòng sấy (vật liệu sấy đặt trên khay)



Hình 9.21: Phòng sấy (vật liệu sấy đặt trên xe)

9.6.2 Hầm sấy

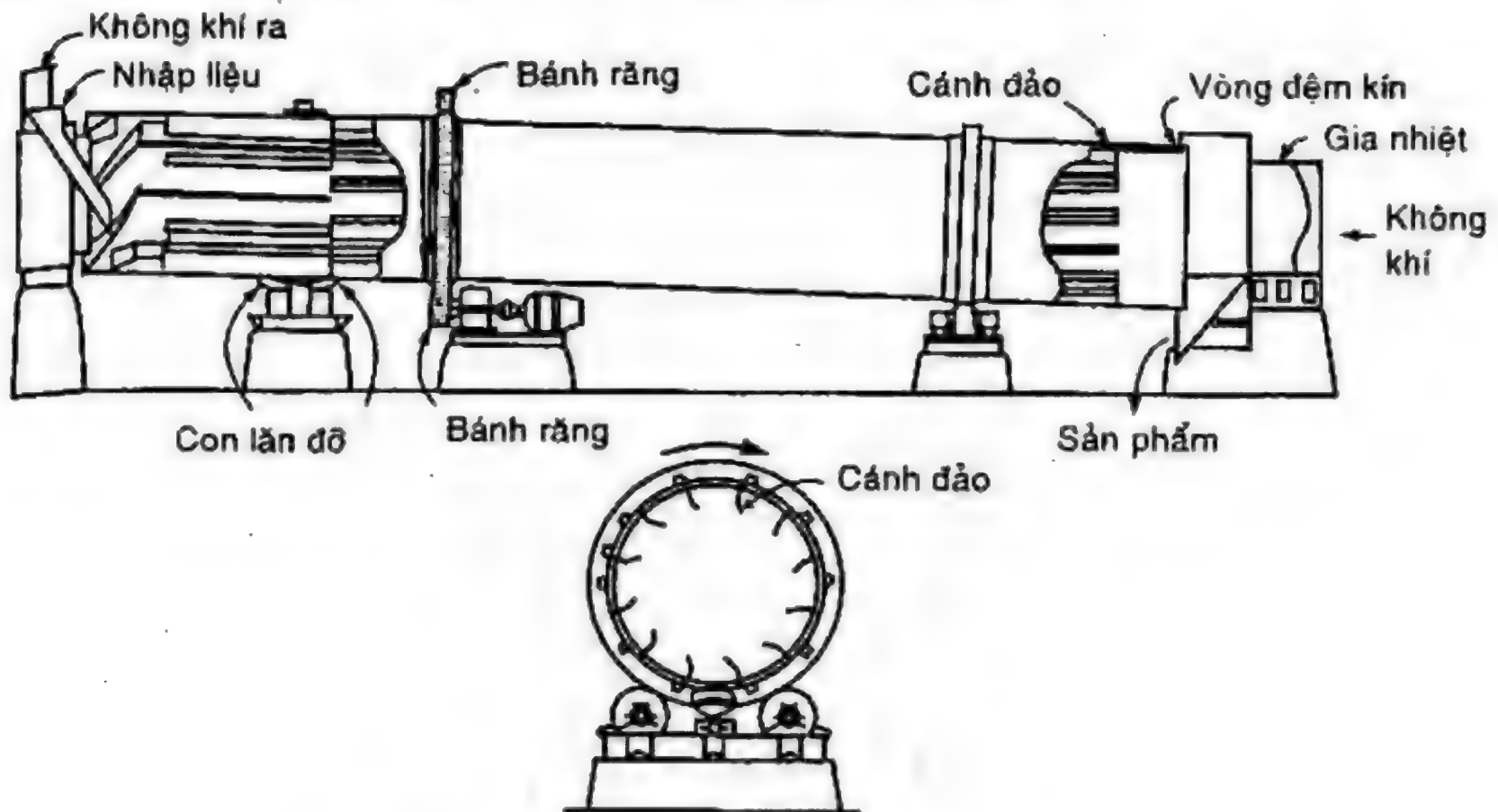
Hầm sấy làm việc ở áp suất khí quyển và dùng tác nhân sấy là không khí hay khói lò. Vật liệu được xếp trên các khay đặt trên xe goòng di chuyển dọc theo chiều dài hầm. Có thể cho tác nhân sấy tuần hoàn để tăng tốc độ và độ ẩm của tác nhân sấy. Chiều dài của hầm có thể lên đến 60 m nhưng không nên lớn hơn vì như vậy trở lực của hệ thống tăng lên nhiều. Vận tốc chuyển động của không khí trong hầm thường từ 2 ÷ 3 m/s.s.

Hầm sấy có nhược điểm: sấy không đều do sự phân lớp không khí nóng và lạnh theo chiều cao của hầm; khi tốc độ dòng khí nhỏ, vật liệu không được xáo trộn đều. Tuy nhiên hầm sấy là loại thiết bị sấy dễ sử dụng các phương thức sấy khác nhau, dòng khí và vật liệu sấy có thể chuyển động cùng chiều hoặc ngược chiều hoặc đặt các quạt dọc tường hầm sấy để thổi thẳng góc với dòng vật liệu.

9.6.3 Thiết bị sấy thùng quay

Đây là loại thiết bị sấy quan trọng được dùng rộng rãi trong công nghiệp hóa chất, thực phẩm để sấy một số loại hóa chất, phân đạm, ngũ cốc, bột đường... nói chung là các loại vật liệu rời có khả năng kết dính. Thiết bị làm việc ở áp suất khí quyển, tác nhân sấy có thể là không khí hoặc khói lò. Hình 9.22 cho thấy một dạng thiết bị sấy thùng quay, trong đó vật liệu sấy và tác nhân sấy chuyển động nghịch

chiều. Thiết bị gồm một thùng hình trụ đặt hơi dốc so với mặt nằm ngang từ $1/15 + 1/50$, có hai vành đai khi thùng quay thì trượt trên các con lăn tựa. Khoảng cách giữa các con lăn tựa này có thể điều chỉnh được để thay đổi góc nghiêng của thùng. Thùng quay được nhờ bánh răng truyền động nối với bộ phận dẫn động từ động cơ.



Hình 9.22: Thiết bị sấy thùng quay

Vật liệu ướt vào thùng ở đầu cao và được đảo trộn, di chuyển trong thùng nhờ những cánh đảo; do đó, vật liệu tiếp xúc với không khí sấy tốt hơn. Vận tốc chuyển động của tác nhân sấy trong thùng khoảng $2 + 3 \text{ m/s}$, còn thùng quay với tốc độ $1 + 8 \text{ vòng/ph}$. Vật liệu khô được tháo ra ở đầu thấp của thùng. Khí thải được dẫn qua cyclon để thu hồi các hạt vật liệu rắn bị dòng khí lôi cuốn theo.

Ưu điểm của loại thiết bị sấy thùng quay, là quá trình sấy đều đặn và mãnh liệt nhờ có sự tiếp xúc tốt giữa vật liệu và tác nhân sấy, cường độ sấy tính theo lượng ẩm đạt được cao, tuy nhiên do vật liệu bị đảo trộn nhiều dễ bị gãy vụn, tạo ra bụi, nên trong một số trường hợp làm giảm phẩm chất của sản phẩm.

Thời gian lưu của vật liệu trong thiết bị sấy: Thời gian lưu trung bình của vật liệu rắn trong thiết bị sấy phải bằng thời gian sấy cần thiết. Tuy nhiên thời gian lưu của từng hạt vật liệu có thể khác với thời gian lưu trung bình và điều này có thể làm cho chất lượng sản phẩm không đều. Trong thiết bị sấy, vật liệu được nâng lên và rơi

xuống do những cánh đảo; khi không có dòng khí, mỗi lần vật liệu được nâng lên và rút xuống nó sẽ di chuyển được một khoảng bằng tích số của chiều dài khoảng cách rơi với độ dốc của thiết bị. Các hạt có chuyển động tịnh tiến sau khi rơi, chuyển động này bị giảm khi dòng khí thổi ngược chiều hoặc tăng thêm khi dòng khí thổi cùng chiều.

Hệ số chứa trong thùng sấy Φ_D là phần thể tích của thùng sấy do vật liệu chiếm chỗ tại một thời điểm bất kỳ và thời gian lưu trung bình θ được tính bằng cách chia thể tích chứa vật liệu trong thùng sấy cho suất lượng nhập liệu.

$$\theta = \frac{\Phi_D Z \pi d^2 / 4}{(L_K / \rho_k)} \quad (9.61)$$

trong đó: ρ_k - khối lượng riêng biểu kiến của vật liệu khô, kg/m^3

Z - chiều dài thùng sấy, m ; d - đường kính thùng sấy, m .

Theo Friedman và Marshall hệ số chứa của thùng sấy thay đổi theo điều kiện làm việc của thùng sấy và có thể biểu diễn theo

$$\Phi_D = \Phi_{D_0} \pm KG' \quad (9.62)$$

với: Φ_{D_0} - hệ số chứa khi không có dòng khí

$\pm KG'$ - hiệu chỉnh do ảnh hưởng của tốc độ khí G' , kg/h . Dấu + khi dòng khí và rắn chuyển động nghịch chiều, dấu - khi chuyển động cùng chiều.

Trong những điều kiện vật liệu được đảo trộn bình thường và Φ_{D_0} không lớn hơn 0,08 thì tính theo công thức sau:

$$\Phi_{D_0} = \frac{0,0037 L'_k}{\rho_k s n^{0,9} d} \quad (9.63)$$

với: L'_k - suất lượng vật liệu khô cho một đơn vị tiết diện thùng sấy, $kg/h.m^2$

s - độ dốc của thùng sấy, m/m ; n - số vòng quay, $vòng/ph$

Hằng số K phụ thuộc trên tính chất của vật liệu và bằng:

$$K = \frac{8,31 \times 10^{-4}}{\rho_s d_p^{12}} \quad (9.64)$$

với d_p là đường kính trung bình của hạt, m .

Hệ số chứa tốt nhất từ $0,05 \div 0,15$. Hệ số chứa lớn thì sự tiếp xúc giữa pha rắn và khí kém và công suất để thùng quay sẽ lớn hơn.

Những biểu thức trên chỉ sử dụng trong trường hợp tốc độ khí vừa phải, không tạo bụi quá đáng và lõi cuốn hạt rắn. Lượng bụi chỉ nên chiếm tối đa từ $2 \div 5\%$ nhập liệu, và tốc độ khí cho phép tương ứng tùy thuộc trên loại vật liệu. Tốc độ khí thường từ $1000 \text{ kg/h.m}^2 \div 50000 \text{ kg/h.m}^2$. Với chất rắn có kích thước 35 mesh , tốc độ khí thích hợp là 5000 kg/h.m^2 . Trong trường hợp bất kỳ, tốt nhất là phải dựa trên những thử nghiệm thực tế để có được kết luận cuối cùng.

Thiết bị sấy thường được chế tạo với tỉ số chiều dài/đường kính từ $4 \div 10$. Các cánh trộn trong thùng có chiều cao từ $8 \div 12\%$ đường kính. Tốc độ quay ứng với vận tốc dài là từ 12 m/s đến 30 m/s và độ dốc của thùng trong khoảng $0 \div 0,08 \text{ m/m}$. Đôi khi thiết bị sấy có độ dốc âm cho trường hợp sấy cùng chiều.

9.6.4 Thiết bị sấy phun

Thiết bị sấy này dùng để sấy các loại vật liệu lỏng như sữa, trứng, dung dịch đậu nành, gelatin, albumin... Dung dịch lỏng được phun thành dạng sương vào trong phòng sấy. Quá trình sấy diễn ra rất nhanh đến mức không kịp đốt nóng vật liệu lên quá giới hạn cho phép do đó, có thể sử dụng tác nhân sấy ở nhiệt độ cao. Sản phẩm thu được ở dạng bột mịn.

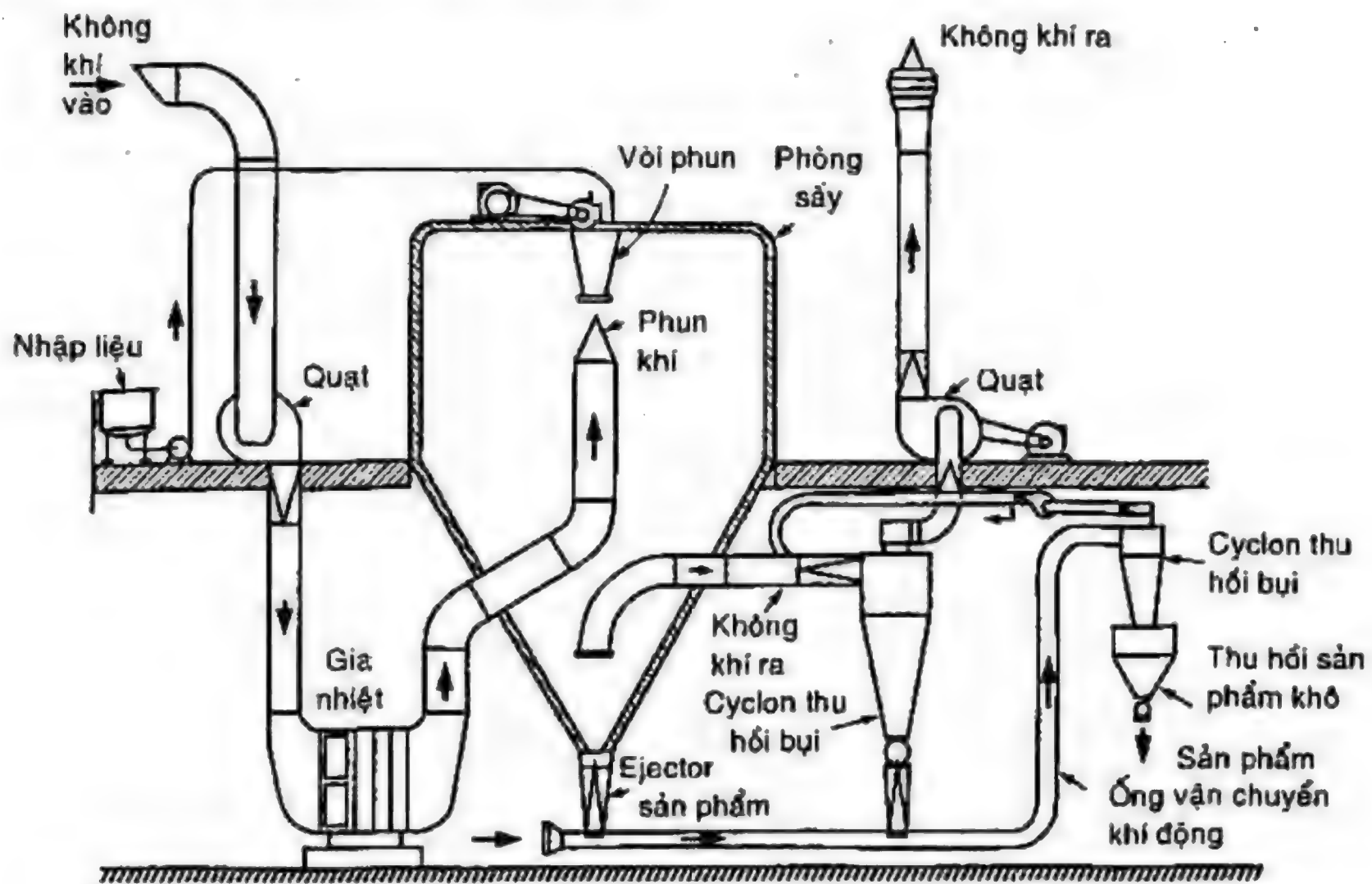
Cường độ sấy trong thiết bị này tăng tỉ lệ thuận với sự tăng của bề mặt tiếp xúc giữa chất lỏng với tác nhân sấy, tức là phụ thuộc vào độ phân tán của chất lỏng được phun thành sương. Thường đường kính của các giọt sương từ $10 \div 60 \mu$.

Nhiệt độ dòng khí có thể lên đến 750°C và chỉ phụ thuộc vào tính chịu nhiệt của vật liệu. Dòng khí ra khỏi thiết bị sấy phải qua hệ thống xyclon để thu hồi bụi sản phẩm bị lõi cuốn theo. Việc tuần hoàn khí thải để tiết kiệm trong trường hợp này là không thực tế vì quá trình thu hồi bụi sẽ mất nhiệt rất nhiều.

Ưu điểm chủ yếu của thiết bị sấy phun là sấy nhanh, sản phẩm thu được ở dạng bột mịn. Nhờ sấy rất nhanh, nhiệt độ vật liệu không tăng cao nên có thể sử dụng để sấy loại vật liệu không chịu được nhiệt độ cao. Chi phí điều hành tương đối thấp, đặc biệt thấp sấy có năng suất lớn.

Nhược điểm của loại này là kích thước của phòng sấy lớn mà vận tốc của tác nhân sấy lại nhỏ nên cường độ sấy ($\text{kg ẩm bốc hơi/h.m}^3$ phòng sấy) nhỏ: $2 \div 25 \text{ kg/h.m}^3$, tiêu tốn nhiều năng lượng, thiết bị phức tạp nhất là ở cơ cấu phun bụi và hệ thống thu hồi bụi sản phẩm.

Ngoài các loại trên thuộc loại thiết bị sấy đối lưu còn có thiết bị sấy băng tải, thiết bị sấy tầng sôi.

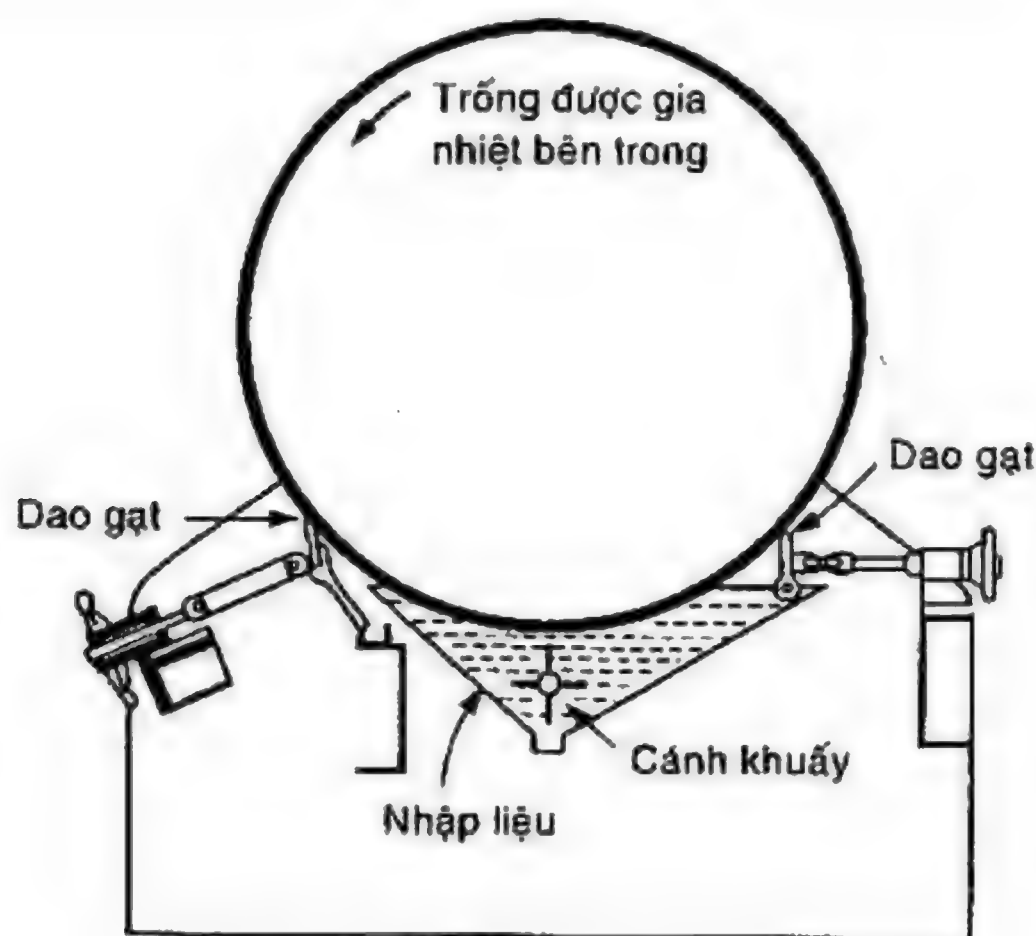


Hình 9.23: Thiết bị sấy phun

9.7 THIẾT BỊ SẤY TIẾP XÚC: TỦ SẤY CHÂN KHÔNG

Trong thiết bị sấy tiếp xúc, nhiệt lượng được truyền đến vật liệu bằng cách cho vật liệu tiếp xúc trực tiếp với bề mặt được đốt nóng. Dạng thiết bị sấy tiếp xúc đơn giản nhất là tủ sấy chân không hoạt động gián đoạn. Loại thiết bị này có cường độ sấy tính trên một đơn vị diện tích bề mặt đốt nóng trung bình vào khoảng $1 \div 2 \text{ kg nước bốc hơi/h.m}^2$. Thiết bị có ưu điểm là cấu tạo đơn giản, có thể sấy nhiều loại vật liệu khác nhau... nhưng có nhược điểm là năng suất thấp, vật liệu sấy ở trạng thái tĩnh, truyền nhiệt kém.

Thuộc loại thiết bị sấy tiếp xúc còn có loại thiết bị sấy trực làm việc liên tục (H.9.24).



Hình 9.24: Thiết bị sấy trực

9.8 CÁC PHƯƠNG PHÁP SẤY ĐẶC BIỆT

1- Sấy bằng tia bức xạ

Năng lượng do tia bức xạ hồng ngoại phát ra lớn hơn năng lượng các tia trông thấy (có bước sóng $0,4 \div 0,8 \mu m$). Vì vậy, khi dùng tia hồng ngoại (bước sóng $8 \div 10 \mu m$) có thể truyền cho vật liệu một lượng nhiệt lớn và đạt được tốc độ bay hơi ẩm cao hơn khi sấy tiếp xúc hoặc sấy đối lưu nhiều lần. Sấy bằng tia bức xạ gần đây được dùng nhiều trong công nghiệp để sấy các bề mặt sơn trong công nghệ chế tạo máy, điện kỹ thuật, sấy các hàng dệt, vật liệu sợi, giấy, chất dẻo, thực phẩm... Nguyên nhân của việc tăng nhanh tốc độ sấy là do các tia bức xạ nhiệt xuyên sâu vào bên trong các vật liệu có cấu tạo mao quản xốp và được hấp thu hoàn toàn do phản xạ nhiều lần của thành mao quản. Vì vậy, hệ số truyền nhiệt trong trường hợp này có giá trị lớn và lượng nhiệt truyền nhiệt tính trên một đơn vị diện tích bề mặt vật liệu trong một đơn vị thời gian cũng cao hơn nhiều so với sấy tiếp xúc hay đối lưu.

Sấy bằng tia bức xạ có ưu điểm là sấy các vật liệu mỏng (như bề mặt sơn). Rất nhanh, thiết bị gọn, dễ điều chỉnh nhiệt độ, tổn thất nhiệt ít. Nhược điểm là tiêu tốn nhiều năng lượng ($1,5 \div 5 \text{ kW.h}$ cho 1 kg ẩm bốc hơi), vật liệu được đốt nóng không đều do sấy nhanh trên bề mặt, nhiệt truyền sâu vào trong vật liệu chậm hơn, không tiện để sấy các loại vật liệu dày.

2- Sấy thăng hoa

Ẩm có thể được tách ra khỏi vật liệu bằng cách thăng hoa, nghĩa là chuyển ẩm thăng từ trạng thái rắn sang trạng thái hơi, không qua trạng thái lỏng. Để sấy vật liệu theo cách này, điều cần thiết là phải tạo được hiệu số nhiệt độ lớn giữa vật liệu và nguồn nhiệt bên ngoài. Muốn vậy, vật liệu phải được sấy ở trạng thái đông rắn tại độ chân không cao $0,1 \div 1,0 \text{ mmHg}$, ở áp suất này có thể tiến hành sấy ở nhiệt độ dưới 0°C .

Ưu điểm của phương pháp sấy thăng hoa là thu được sản phẩm có chất lượng cao, khi sấy vật liệu không bị biến chất, không xảy ra các quá trình vi sinh vật, bảo vệ nguyên vẹn các vitamin trong thực phẩm như lúc tươi, giữ nguyên thể tích ban đầu của vật liệu nhưng xốp hơn nên dễ hấp phụ nước để trở lại dạng ban đầu. Tuy nhiên, hiện nay phương pháp này còn phức tạp và đắt nên mới chỉ được áp dụng rộng rãi trong sản xuất dược phẩm để sấy các chất kháng sinh và một vài loại thực phẩm có chất lượng cao.

9.9 SO SÁNH VÀ LỰA CHỌN THIẾT BỊ SẤY

Trong phần này ta chỉ phân tích và so sánh các thiết bị sấy có tác nhân sấy là không khí hoặc khói lò, không xét đến các phương pháp sấy đặc biệt vì những phương pháp này có các tính chất đặc trưng hoàn toàn riêng biệt.

Các thiết bị sấy hoạt động gián đoạn đều có năng suất thấp, công kênh nên trong đa số trường hợp không đáp ứng được yêu cầu sản xuất qui mô công nghiệp. Quá trình sấy trong các thiết bị này tiến hành với lớp vật liệu nằm yên (tủ sấy, phòng sấy...) hoặc vật liệu được đảo trộn (trong tủ có gắn cánh khuấy). Khi sử dụng cần lao động nặng nhọc, nhiều trường hợp không thu hồi được dung môi quý.

Thiết bị sấy làm việc liên tục có năng suất cao hơn, thời gian sấy rút ngắn hơn, chất lượng sản phẩm tốt hơn, dễ điều hành hơn.

Một yếu tố quan trọng có ảnh hưởng đến việc lựa chọn thiết bị sấy là đặc trưng của vật liệu thuộc loại rời, cục hay tơi xốp, loại bột nhão hay dung dịch.

Để sấy các loại vật liệu rời, cục có thể chịu được nhiệt độ tương đối cao thì dùng thiết bị sấy thùng quay. Tuy nhiên, với loại vật liệu tơi được nghiền nhỏ có thể sấy với hiệu suất cao hơn trong thiết bị

sấy tầng sôi có kích thước nhỏ hơn thiết bị sấy thùng quay có cùng năng suất.

Sấy các loại vật liệu dạng bột nhão thường bị dính lên thành thiết bị và tạo thành lớp vỏ khô trên bề mặt vật liệu làm tăng thời gian sấy, vì vậy, với loại vật liệu này dùng thiết bị sấy trực làm việc liên tục.

Các thiết bị sấy chân không dùng để sấy các vật liệu lỏng và nhão nhưng có cấu tạo phức tạp hơn và đắt hơn thiết bị sấy làm việc ở áp suất thường, vì vậy thiết bị sấy chân không chỉ áp dụng trong trường hợp không dùng được thiết bị sấy ở áp suất thường như khi sấy các chất dễ bị oxy hóa, chất nổ hay chất có dung môi độc.

Sấy vật liệu ở dạng dung dịch có thể dùng thiết bị sấy trực hay sấy phun. Thiết bị sấy trực dùng cho các dung dịch đặc, có cơ cấu gọn hơn thiết bị sấy phun, dễ điều chỉnh nhiệt độ và năng suất. Tuy nhiên, thiết bị sấy phun có hiệu suất cao đặc biệt khi cần thu sản phẩm ở dạng bột mịn không cần nghiền.

Trong thiết bị sấy tầng sôi thời gian lưu lại của vật liệu trong khu vực sấy lâu hơn do đó quá trình sấy đều hơn khi vật liệu có kích thước khác nhau. Để quá trình sấy xảy ra mãnh liệt hơn, có thể dùng thiết bị sấy tầng sôi nhiều bậc, trong đó vật liệu đi từ bậc này sang bậc khác, tại mỗi bậc vật liệu và tác nhân sấy đi ngược chiều nhau.

BÀI TẬP

9.1. Xác định suất lượng dòng không khí và công suất nhiệt tiêu thụ cho quá trình sấy có tuần hoàn 80% lượng khí thải với các dữ kiện sau:

Không khí $H_0 = 50 \text{ kJ/kg kkk}$; $H_2 = 260 \text{ kJ/kg kkk}$; $\varphi_0 = 0,7$; $\varphi_2 = 0,8$.

Vật liệu sấy: độ ẩm ban đầu $x_1 = 47\%$; độ ẩm cuối $x_2 = 5\%$

Năng suất của thiết bị sấy là 1,5 tấn vật liệu ban đầu/h.

9.2. Một thiết bị sấy có năng suất là 500 kg/h (vật liệu khô) dùng để sấy vật liệu từ độ ẩm 70% còn 10% (cán bản vật liệu ướt). Độ dốc trên hai nhiệt kế của ẩm kế lần lượt là 15 và 20°C. Không khí rời thiết bị sấy có nhiệt độ 45°C, độ ẩm tương đối 50%. Tổn thất nhiệt cho toàn bộ thiết bị sấy là 8%.

Xác định diện tích bề mặt truyền nhiệt của bộ phận đốt nóng và suất lượng hơi đốt (hơi nước bão hòa có áp suất dư là 1 atm) cần thiết. Cho hệ số truyền nhiệt ở bộ phận đốt nóng là $35 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

- 9.3.** Một thí nghiệm sấy được thực hiện trên một tấm vật liệu có diện tích bề mặt là $0,1 \text{ m}^2$, quá trình sấy xảy ra ở cả hai bên bề mặt. Không khí có nhiệt độ bầu khô 65°C , nhiệt độ bầu ướt 29°C , vận tốc khí thổi qua mẫu là $1,5 \text{ m/s}$. Bảng sau cho biết khối lượng mẫu ghi nhận được ở những thời điểm khác nhau.

Thời gian (h)	Khối lượng (kg)	Thời gian (h)	Khối lượng (kg)	Thời gian (h)	Khối lượng (kg)	Thời gian (h)	Khối lượng (kg)
0	10,625	2,2	9,735	5,0	8,852	8,0	8,507
0,1	10,597	2,6	9,570	5,4	8,772	9,0	8,469
0,2	10,548	3,0	9,412	5,8	8,700	10,0	8,448
0,4	10,470	3,4	9,273	6,0	8,670	11,0	8,432
0,8	10,305	3,8	9,150	6,5	8,610	12,0	8,423
1,4	10,063	4,2	9,045	7,0	8,565	14,0	8,420
1,8	9,900	4,6	8,944	7,5	8,535	16,0	8,420

Mẫu được sấy khô trong tủ sấy ở nhiệt độ, khối lượng vật liệu khô là $8,301 \text{ kg}$.

a) Vẽ đường cong tốc độ sấy

b) Xác định thời gian sấy cần thiết để sấy tấm vật liệu trên từ độ ẩm 20% còn độ ẩm 2% (cần bản vật liệu ướt). Không khí có nhiệt độ và độ ẩm như thí nghiệm. Giả sử độ ẩm tới hạn không đổi.

- 9.4.** Một nhà máy muốn sấy một tấm vật liệu dài $1,8 \text{ m}$, rộng $1,2 \text{ m}$, dày $12,5 \text{ mm}$. Để xác định đặc trưng của quá trình sấy, một mẫu vật liệu trên có kích thước $0,3 \text{ m} \times 0,3 \text{ m}$, bề dày không đáng kể nên quá trình sấy xem như xảy ra ở hai bên bề mặt vật liệu. Độ ẩm ban đầu là 75%. Mẫu vật liệu giảm khối lượng với tốc độ không đổi là $0,36 \text{ kg/h}$ cho đến khi độ ẩm còn 60%, tốc độ bắt đầu giảm. Sau một thời gian sấy dài, độ ẩm cân bằng của vật liệu là 10%. Khối lượng khô của mẫu là $0,9 \text{ kg}$. Độ ẩm vật liệu trên cần bản ướt.

Xác định thời gian sấy cho tấm vật liệu lớn từ độ ẩm 75% còn độ ẩm 20% ở cùng điều kiện sấy.

- 9.5. Một thiết bị sấy thùng quay được dùng để sấy một loại tinh thể hữu cơ không hòa tan, vật liệu và dòng khí đi ngược chiều. Vật liệu đi vào thiết bị ở nhiệt độ 22°C , chứa 20% nước. Dòng khí đi vào ở nhiệt độ 155°C , hàm ẩm $0,1 \text{ kg nước/kg kkk}$. Vật liệu sấy ra khỏi thiết bị ở nhiệt độ 120°C , độ ẩm còn 0,3%. Năng suất của thiết bị sấy là $500 \text{ kg sản phẩm/h}$. Nhiệt dung riêng của vật liệu sấy là $0,835 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$ và cỡ hạt trung bình của vật liệu sấy $0,5 \text{ mm}$. Vận tốc biểu kiến của dòng khí tối đa là $1,5 \text{ m/s}$. Thiết bị sấy được bọc cách nhiệt nên tổn thất nhiệt xem như không đáng kể. Xác định kích thước của thiết bị sấy.

HẤP PHỤ VÀ TRAO ĐỔI ION

10.1 KHÁI NIỆM

Bề mặt chất rắn có khuynh hướng hấp dẫn các cấu tử trong pha khí và pha lỏng bao quanh nó. Các cấu tử này thường bị giữ thành một lớp, hay thỉnh thoảng thành nhiều lớp, trên bề mặt chất rắn. Nếu thành phần của các cấu tử trên bề mặt của chất rắn khác với thành phần trong pha khí hoặc lỏng thì đã tạo nên cơ sở cho quá trình phân riêng. Trong đa số trường hợp, chất hấp phụ (chất rắn) phải liên kết thuận nghịch với các cấu tử bị hấp phụ để có thể tái sử dụng chất hấp phụ.

Như vậy, *quá trình hấp phụ là quá trình hút chọn lựa các cấu tử trong pha khí hay pha lỏng lên bề mặt chất rắn.*

Ví dụ, để phân riêng các cấu tử trong hỗn hợp khí, hấp phụ được dùng để làm khô (hút nước) không khí và các chất khí khác, để khử mùi và những chất không tinh khiết khác khỏi những chất khí công nghiệp, chẳng hạn khí CO_2 , để thu hồi hơi dung môi có giá trị từ hỗn hợp loãng với không khí và các khí khác, để tách phân đoạn hỗn hợp khí hydrocarbon như metan, etylen, etan, propylen, và propan. Trong pha lỏng, quá trình hấp phụ dùng để khử màu các sản phẩm dầu hỏa, dung dịch đường để khử mùi, vị của nước và để tách phân đoạn hỗn hợp các hydrocarbon thơm và parafin.

Quá trình hấp phụ được thực hiện bằng cách cho tiếp xúc hai pha không hòa tan là pha rắn (chất hấp phụ) với pha khí hoặc pha lỏng. Dung chất (chất bị hấp phụ) sẽ đi từ pha lỏng (hoặc khí) đến pha rắn cho đến khi nồng độ của dung chất phân bố giữa hai pha đạt cân bằng. Về nguyên tắc, các kỹ thuật, đã được sử dụng để thực hiện quá trình tiếp xúc giữa hai pha không hòa tan, đều có thể thực hiện được cho quá trình hấp phụ.

Một quá trình lỏng - rắn quan trọng khác là quá trình trao đổi ion, đó là quá trình trao đổi thuận nghịch giữa một chất rắn nhất định và dung dịch điện giải. Quá trình liên hệ đến bản chất hóa học của sự tương tác giữa ion với chất rắn và sự khuếch tán của các ion trong pha rắn. Đây là một hiện tượng phức tạp hơn hấp phụ nhưng kỹ thuật chung và kết quả nhận được là tương tự.

Để hiểu được bản chất của quá trình hấp phụ, ta phân biệt hai loại hấp phụ: hấp phụ vật lý và hấp phụ hóa học.

Bảng 10.1: Các quá trình phân riêng bằng hấp phụ tiêu biểu

Quá trình phân riêng	Chất hấp phụ
Phân riêng pha khí	
Paraffin/isoparaffin, chất thơm	zeolit
N_2/O_2	zeolit
$CO, CH_4, N_2, Ar, NH_3/H_2$	zeolit, than hoạt tính
H_2O / etanol	zeolit
Làm sạch dòng khí	
H_2O khí cracking, khí thiên nhiên, không khí...	silica, alumina, zeolit
CO_2/C_2H_2 , khí thiên nhiên...	zeolit
Hợp chất lưu huỳnh/ khí thiên nhiên H_2 ...	zeolit
SO_2 / khí thải	zeolit
Mùi/ không khí	silicalit...
Phân riêng pha lỏng	
Paraffin/ isoparaffin, chất thơm	zeolit
p-xylene/ O-xylene, m-xylene	zeolit
Fructose/ Glucose	zeolit
Làm sạch pha lỏng	
H_2O / các hợp chất hữu cơ...	silica, alumina, zeolit
Các chất gây mùi, vị/ H_2O	than hoạt tính
Hợp chất lưu huỳnh/ chất hữu cơ	zeolit...
Chất tạo màu/ sản phẩm dầu khí, nước đường, dầu thực vật...	than hoạt tính
Các sản phẩm lên men/ dịch lên men	than hoạt tính

Chú thích: Chất bị hấp phụ ghi trước. Gọi là phân riêng khi nồng độ chất bị hấp phụ trong nhập liệu lớn hơn 10% khối lượng, làm sạch khi nồng độ chất bị hấp phụ trong nhập liệu không lớn hơn vài phần trăm khối lượng.

Hấp phụ vật lý hay hấp phụ "van der Waals" là hiện tượng tương tác thuận nghịch của các lực hút giữa các phân tử của chất rắn và của chất bị hấp phụ. Ví dụ, khi lực hút tương tác giữa các phân tử chất rắn và chất khí lớn hơn lực hút giữa các phân tử chất khí thì chất khí sẽ ngưng tụ trên bề mặt chất rắn mặc dù áp suất của chất khí nhỏ hơn áp

suất hơi ở cùng nhiệt độ. Quá trình này đi kèm với hiện tượng phát nhiệt, lượng nhiệt phát ra lớn hơn ẩn nhiệt hóa hơi và gần bằng nhiệt thăng hoa của chất khí. Dung chất không thẩm thấu vào mạng tinh thể của chất rắn mà chỉ bị giữ trên bề mặt chất rắn. Khi đạt cân bằng, áp suất riêng phần của chất bị hấp phụ sẽ bằng với áp suất của pha khí; nếu hạ áp suất khí hoặc tăng nhiệt độ, chất bị hấp phụ sẽ nhả hấp nguyên dạng. Quá trình hấp phụ trong công nghiệp được xem xét tùy thuộc trên tính thuận nghịch để thu hồi chất hấp phụ để dùng lại, thu hồi chất bị hấp phụ, để tách một hỗn hợp.

Hấp phụ hóa học, hay hấp phụ hoạt hóa, là kết quả của sự tương tác hóa học giữa chất rắn và chất bị hấp phụ. Nhiệt phát ra trong hấp phụ hóa học thường lớn cỡ nhiệt phản ứng. Quá trình thường là không thuận nghịch. Hấp phụ hóa học có tầm quan trọng đặc biệt trong phản ứng xúc tác và sẽ không xét đến ở đây.

Bản chất của chất hấp phụ: Chất rắn hấp phụ thường được dùng ở dạng hạt có kích thước thay đổi từ đường kính 12,5 mm (thô) đến đường kính 50 μ . Các chất rắn phải có một số tính chất kỹ thuật nhất định tùy thuộc vào điều kiện sử dụng. Ví dụ, nếu dùng tầng cố định chất rắn phải không tạo nên độ giảm áp quá lớn cũng như không bị lôi cuốn dễ dàng theo dòng chảy, không bị vỡ trong quá trình sử dụng. Nếu chất rắn phải chuyển động vào và ra thường xuyên khỏi thùng chứa thì phải có tính chất dễ lưu chuyển. Chất rắn phải có bề mặt riêng cho một đơn vị khối lượng là lớn, nhất là trong trường hợp hấp phụ chất khí.

Bảng 10.2: Các yếu tố làm cho quá trình hấp phụ có ưu thế hơn quá trình chưng cất trong phân riêng

Khả năng phân riêng:

Độ bay hơi tương đối nhỏ hơn 1,5. Điều này bao gồm cả hỗn hợp dị thể.

Thành phần nhập liệu:

- Sản phẩm có nhiệt độ sôi cao (sản phẩm đáy) hiện diện trong nhập liệu với nồng độ thấp (nhỏ hơn 10-25% khối lượng)
- Khoảng nhiệt độ sôi của hai nhóm cấu tử cần phân riêng có một phần trùng lặp.

Nhiệt độ và áp suất:

- Nhiệt độ làm lạnh lớn hơn 523K.
- Áp suất nhỏ hoặc lớn

Xảy ra phản ứng không mong muốn khi chưng cất

Năng suất nhỏ hơn vài tấn mỗi ngày

Ăn mòn cao

Có trầm hiện

Dễ cháy nổ khi chưng cất

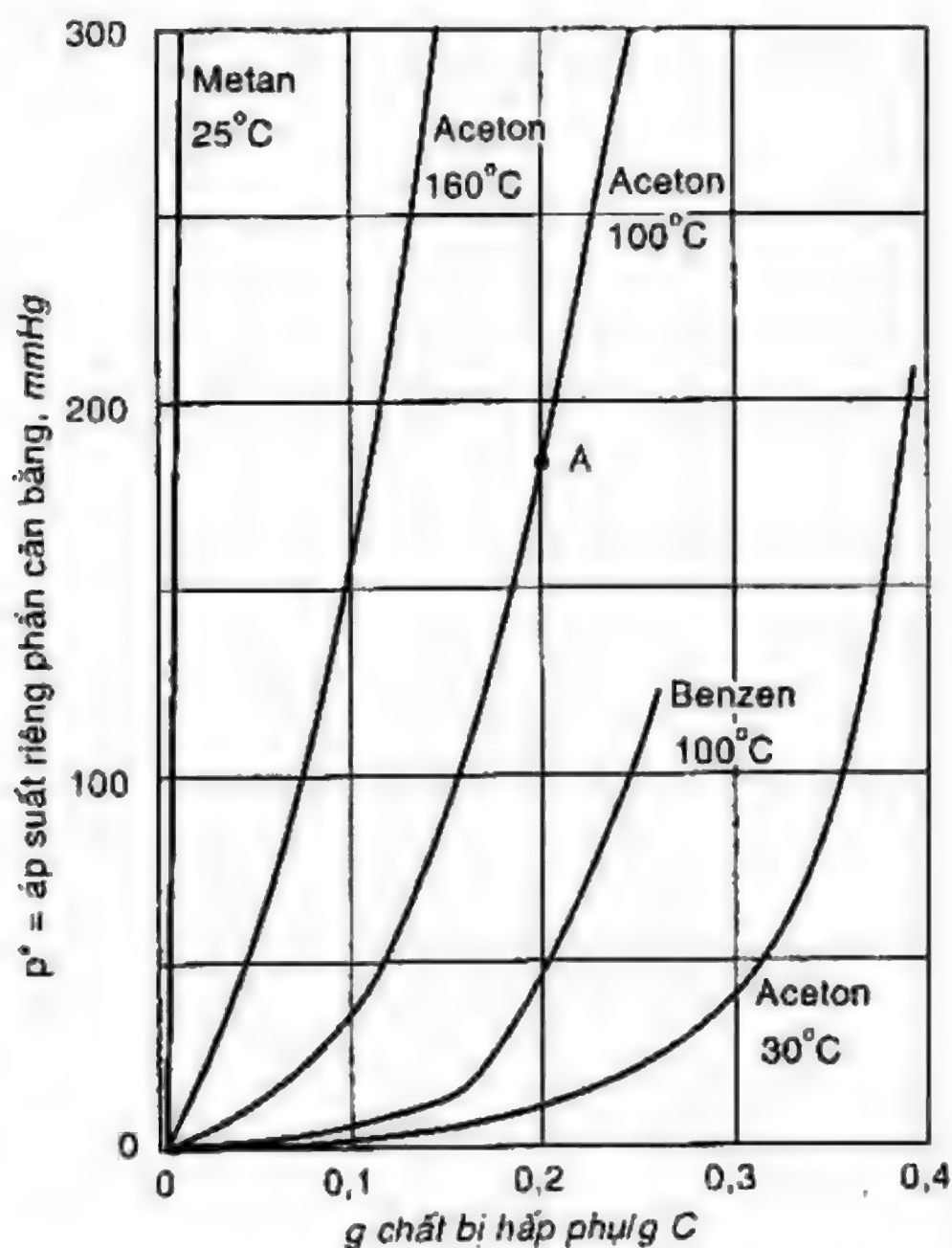
Bảng 10.3: Các loại chất hấp phụ

Chất hấp phụ	Đặc tính	Ứng dụng	Ưu điểm	Nhược điểm
Than hoạt tính	Bề mặt kỵ nước hấp phụ các chất hữu cơ trong nước và không khí	Tách các chất ô nhiễm có gốc hữu cơ	Giá rẻ nhất dùng trong xử lý ô nhiễm môi trường	Khó tái sinh nếu bị đóng cặn, có thể bắt cháy khi tái sinh
Rây phân tử carbon (CMS)	Phân riêng trên cơ sở khuếch tán khác nhau trong hạt	Sản xuất N ₂ từ không khí	Chất hấp phụ duy nhất hấp phụ O ₂	Không có công dụng nào khác ngoài phân riêng không khí.
Silica gel	Chất hấp phụ háo nước, năng suất cao	Làm khô dòng khí, đôi khi tách hydrocarbon từ dòng khí	Năng suất cao hơn ray phân tử zeolit (ZMS)	Không hiệu quả bằng ZMS khi tách các vết H ₂ O trong dòng khí
Alumina hoạt tính	Năng suất cao, chất hấp phụ háo nước	Làm khô dòng khí	Năng suất cao hơn ZMS	Không hiệu quả bằng ZMS khi tách các vết nước trong dòng khí
Rây phân tử zeolit (ZMS)	Bề mặt hút nước, phân cực, rãnh đều đặn	Khử nước, phân riêng không khí,	Phân riêng dựa trên phân cực, hình học	Năng suất thấp hơn các loại chất hấp phụ khác.
Silicalite	Bề mặt kỵ nước, đặc trưng hấp phụ tương tự than hoạt tính	Tách các chất hữu cơ từ dòng khí	Có thể đốt bỏ dễ hơn than hoạt tính	Mắc hơn than hoạt tính
Chất hấp phụ cao phân tử	Thường là copolymer của styren/ divinyl benzen	Tách các chất hữu cơ từ dòng khí	Không gặp vấn đề đóng cặn như than hoạt tính	Mắc hơn than hoạt tính nhiều
Chất hấp phụ không thuận nghịch	Bề mặt phân ứng lựa chọn với các cấu tử của dòng khí	Tách H ₂ S, SO ₂ có nồng độ thấp trong dòng khí	Tốt khi tách các vết chất gây ô nhiễm	Kinh tế khi tách ít hơn 100kg/ngày chất bị hấp phụ
Chất hấp phụ sinh học	Bùn hoạt hóa trên chất mang xốp	Tách các chất hữu cơ khỏi dòng khí	Không cần tái sinh	Tỉ lệ tách thấp hơn các chất hấp phụ khác

10.2 CÂN BẰNG CHO QUÁ TRÌNH HẤP PHỤ

Cân bằng cho quá trình hấp phụ thường được xác định bằng thực nghiệm. Không có lý thuyết đơn giản nào mô tả được các trường hợp thực nghiệm quan sát được, do đó việc khảo sát ở đây giới hạn vào việc mô tả các tính chất đặc trưng của quá trình hấp phụ quan sát được.

10.2.1 Khí hoặc hơi nguyên chất

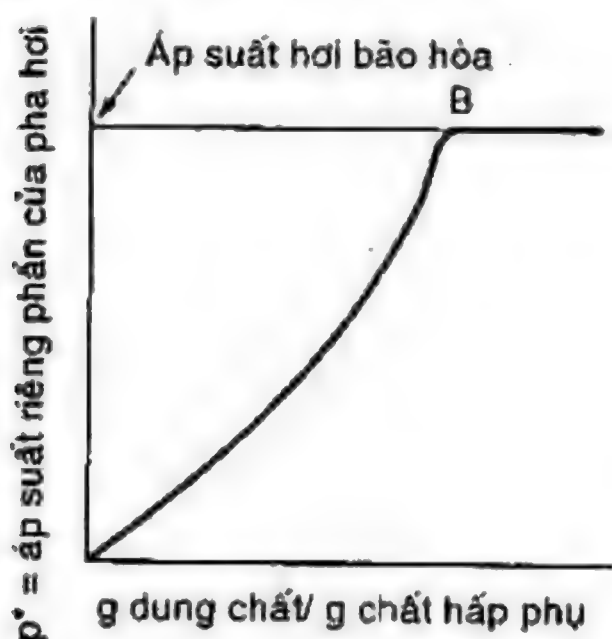


Hình 10.1: Cân bằng của quá trình hấp phụ trên than hoạt tính

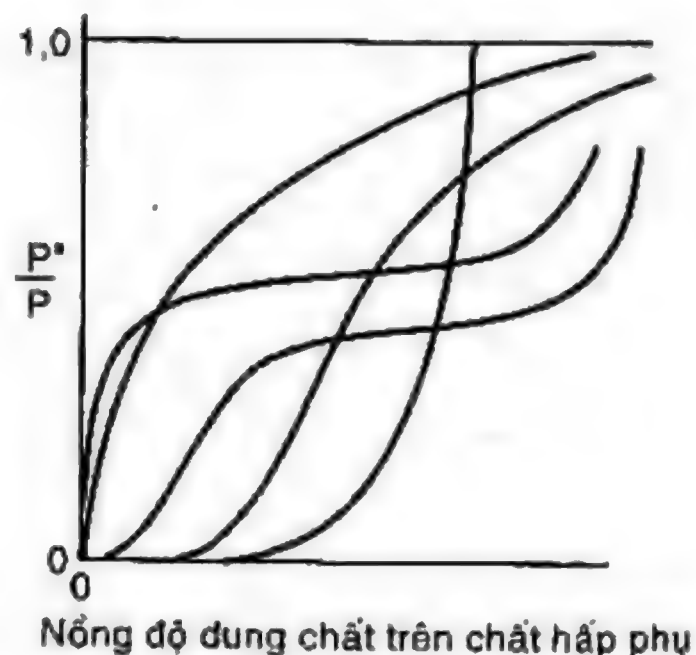
Đặc trưng cân bằng của hấp phụ khí hoặc hơi trên chất rắn tương tự như độ hòa tan cân bằng của chất khí trong chất lỏng (H.10.1) Trên hình 10.1 trình bày một số đường cân bằng hấp phụ đẳng nhiệt cho chất hấp phụ là than hoạt tính với trục hoành là nồng độ của chất khí bị hấp phụ trên chất rắn và trục tung là áp suất riêng phần cân bằng p^* của khí hay hơi ở nhiệt độ không đổi.

Ví dụ tại 100°C, hơi aceton nguyên chất tại áp suất 190 mmHg sẽ cân bằng với nồng độ aceton trên chất rắn là 0,2g aceton hấp phụ/g

carbon (điểm A). Tăng áp suất acetone sẽ tăng quá trình hấp phụ và giảm áp suất acetone sẽ làm acetone nhả hấp ra khỏi than. Đường đẳng nhiệt ở 100°C của acetone sẽ tăng lên đến áp suất 2790 mmHg, đây là áp suất hơi bão hòa của acetone ở 100°C . Tại áp suất cao hơn, acetone không tồn tại ở pha hơi mà ngưng toàn bộ thành pha lỏng. Như vậy, nồng độ của acetone trên chất rắn sẽ vô cùng lớn tại áp suất lớn hơn áp suất hơi bão hòa của acetone (điểm B, H.10.2). Tuy nhiên, nồng độ thừa của acetone tại điểm B cho thấy sự hóa lỏng, không nhất thiết là hấp phụ hơi acetone. Những chất khí trên nhiệt độ tới hạn không cho thấy tính chất này.



Hình 10.2: Đường đẳng nhiệt hấp phụ hoàn toàn.

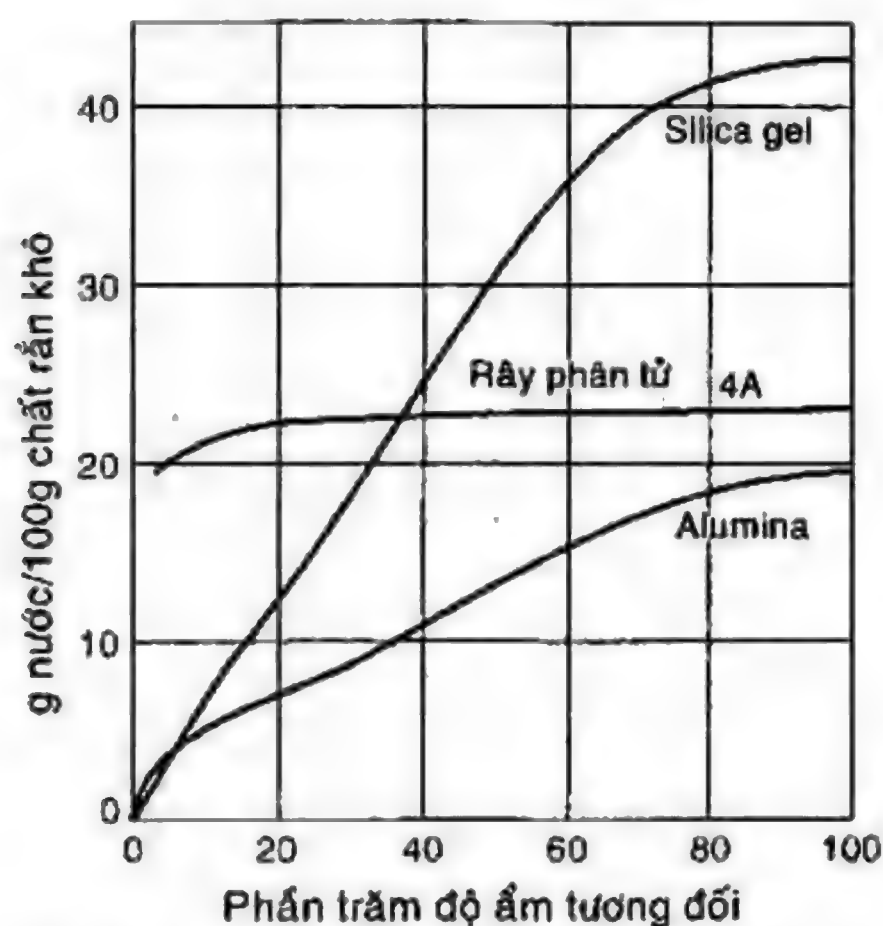


Hình 10.3: Các dạng đường cong hấp phụ đẳng nhiệt cho hơi.

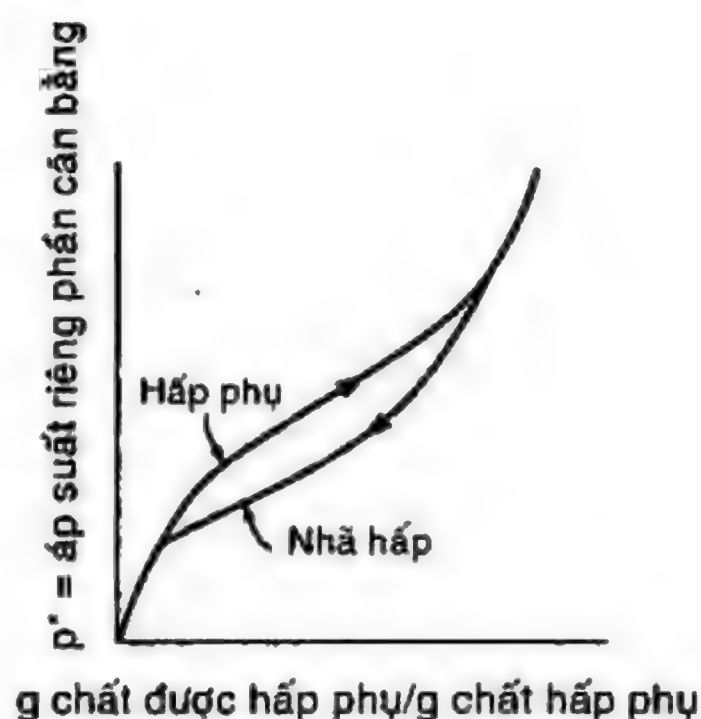
Ở cùng điều kiện, những chất khí và hơi khác nhau sẽ bị hấp phụ ở những mức độ khác nhau. Nói chung, các chất khí và hơi có phân tử lượng càng cao, nhiệt độ tới hạn càng thấp thì hấp phụ càng nhiều, mặc dù mức độ không bão hòa của phân tử cũng có ảnh hưởng đến mức độ hấp phụ. Ở điều kiện thường, những chất khí chỉ bị hấp phụ với mức độ thấp, như khí metan trên hình 10.1.

Nếu tung độ được vẽ theo độ bão hòa tương đối p^*/P , với P là áp suất hơi bão hòa, ta sẽ có các dạng đường cong hấp phụ cân bằng đẳng nhiệt trên cùng một căn bản để có thể so sánh (H.10.3).

Ngoài ra, sự khác biệt trong quá trình điều chế chất hấp phụ cũng có ảnh hưởng đáng kể lên đường cân bằng hấp phụ. Do đó các số liệu thực nghiệm có được trước đây không còn đúng nữa với cùng một chất hấp phụ vì điều kiện điều chế chất hấp phụ ngày càng tiến bộ và như vậy năng suất hấp phụ cũng tăng lên.



Hình 10.4: Đường hấp phụ đẳng nhiệt hơi nước trong không khí từ 20-50°C

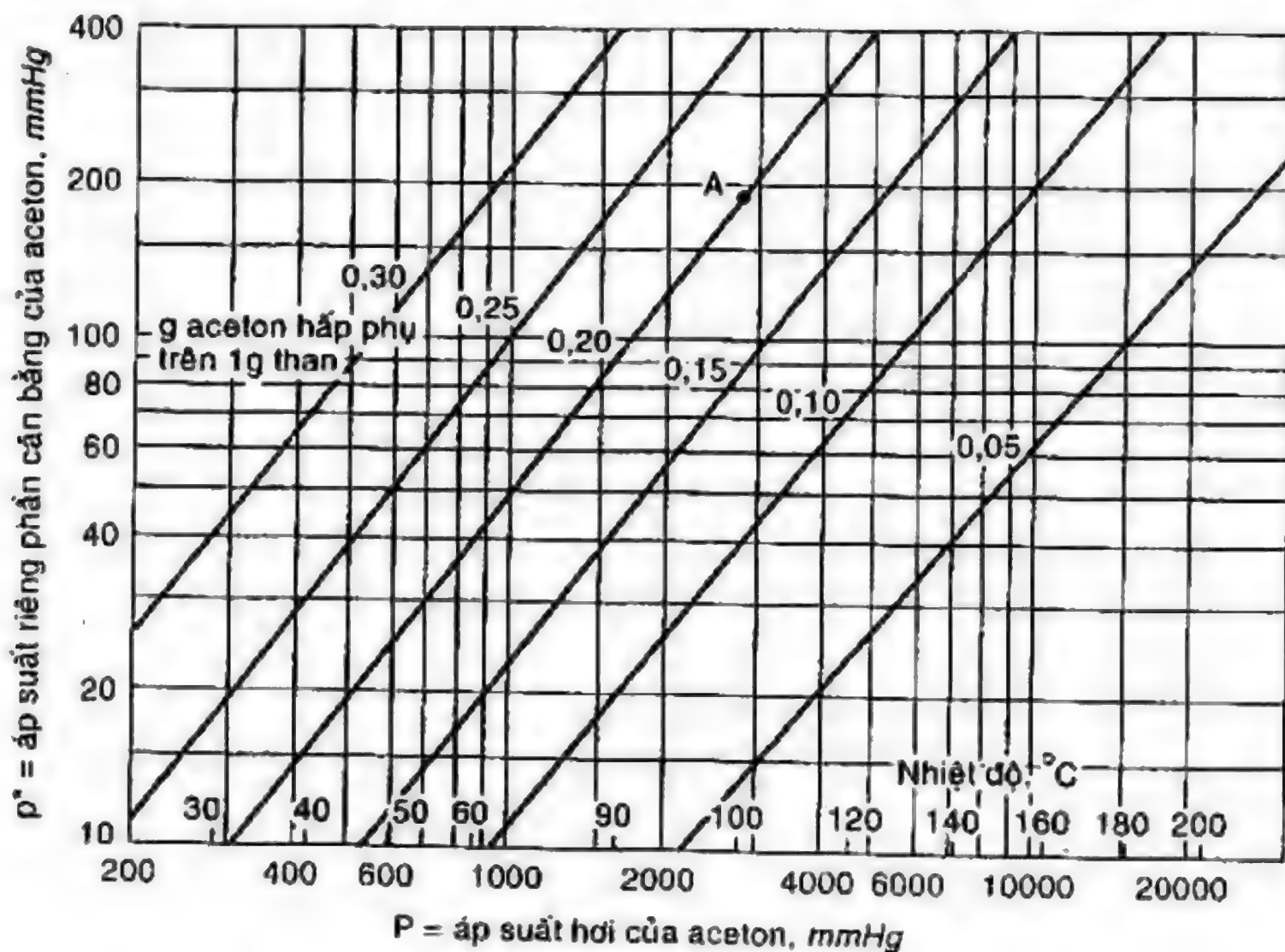


Hình 10.5: Đường hấp phụ đẳng nhiệt có hiện tượng trễ

Hiện tượng hấp phụ trễ: Các đường cân bằng trên hình 10.1 là các đường cân bằng thực và, do đó, biểu diễn quá trình thuận nghịch. Ví dụ, tại điểm A, ta có thể đạt đến điểm A bằng quá trình hấp phụ từ chất hấp phụ ban đầu hay bằng quá trình nhả hấp từ nồng độ cao hơn của chất bị hấp phụ trên chất rắn. Tuy nhiên, có trường hợp đường cân bằng, hay ít nhất trên một khoảng đường đẳng nhiệt, tùy thuộc vào quá trình hấp phụ hay nhả hấp và điều này tạo nên hiện tượng trễ (H.10.5). Điều này có thể do hình dạng và độ lớn của mao quản hoặc lỗ xốp, hay do hiện tượng thấm ướt bề mặt chất rắn của chất bị hấp phụ. Trong trường hợp có hiện tượng trễ, áp suất cân bằng nhả hấp luôn luôn nhỏ hơn áp suất cân bằng ngoại hấp.

Ảnh hưởng của nhiệt độ: Vì quá trình hấp phụ là một quá trình phát nhiệt nên nồng độ chất khí bị hấp phụ sẽ giảm khi nhiệt độ tăng tại một áp suất cân bằng cho trước. Các đường hấp phụ cân bằng của aceton trên hình 10.1 và hình 10.5 trình bày quá trình hấp phụ cân bằng của hơi aceton trên than hoạt tính. Trục hoành là logarit của áp suất hơi của aceton nguyên chất cùng nhiệt độ bão hòa tương ứng. Trục tung là logarit của áp suất riêng phần cân bằng của aceton. Điểm A trên hình 10.6 ($p^* = 190 \text{ mmHg}$, 100°C) được vẽ với $P = 2790 \text{ mmHg}$ tại 100°C . Các điểm có cùng nồng độ chất bị hấp phụ nằm trên đường thẳng, ngoại trừ một ít trường hợp ngoại lệ, và do đó chỉ cần hai điểm để vẽ đường thẳng trên.

Nhiệt hấp phụ: Nhiệt vi phân của quá trình hấp phụ ($-\bar{H}$) được định nghĩa là nhiệt phóng thích ở nhiệt độ không đổi khi một đơn vị khối lượng của hơi bị hấp phụ trên một lượng lớn chất rắn đã có chứa chất bị hấp phụ. Lượng chất rắn lớn nên nồng độ chất bị hấp phụ không biến đổi. Nhiệt hấp phụ tích phân tại nồng độ bất kỳ X của chất bị hấp phụ trên chất rắn được định nghĩa là hiệu số giữa enthalpy của hệ chất hấp phụ - chất bị hấp phụ với tổng enthalpy của một đơn vị khối lượng của chất rắn tinh khiết và chất bị hấp phụ đủ để tạo nên nồng độ X cần thiết, tất cả ở cùng nhiệt độ. Cả hai đại lượng này là hàm số theo nhiệt độ và nồng độ chất bị hấp phụ cho một hệ bất kỳ.



Hình 10.6: Đường cân bằng hấp phụ của hơi acetone trên than hoạt tính

Othmer D. F. và Sawyer F. G. đã chứng minh các đường có dạng như trên hình 10.6 có thể được dùng để tính nhiệt hấp phụ. Hệ số góc của một đường nồng độ không đổi trên hình 10.6 là:

$$\frac{d \ln p}{d \ln P} = \frac{(-\bar{H})M}{r_r M_r} \quad (10.1)$$

với: \bar{H} - hơi bị hấp phụ, tính cho hơi nguyên chất, kJ/kg

r_r - ẩn nhiệt hóa hơi của chất chuẩn ở cùng nhiệt độ, kJ/kg

M, M_r - khối lượng phân tử của hơi và của chất chuẩn.

Nếu \bar{H} được xác định tại nhiệt độ không đổi cho mỗi đường nồng độ không đổi thì nhiệt hấp phụ tích phân ở cùng nhiệt độ sẽ được tính theo phương trình sau:

$$\Delta H'_A = \int_0^X \bar{H} dX \quad (10.2)$$

với: $\Delta H'_A$ - chất rắn không có chất bị hấp phụ, tính cho hơi nguyên chất, kJ/kg

X - nồng độ chất bị hấp phụ, kg chất bị hấp phụ/ kg chất rắn.

Tích phân được xác định bằng đồ thị bằng cách xác định diện tích bên dưới đường cong \bar{H} theo X . Nhiệt hấp phụ cho chất bị hấp phụ ở trạng thái lỏng là $\Delta H_A = \Delta H'_A + rx$, kJ/kg chất rắn.

Các đại lượng \bar{H} , ΔH_A và $\Delta H'_A$ có giá trị âm nếu nhiệt phóng thích trong quá trình hấp phụ

Ví dụ 10.1: Ước tính nhiệt hấp phụ tích phân của acetone trên than hoạt tính như là hàm số theo nồng độ chất bị hấp phụ

Giải: Từ các đường nồng độ không đổi trên hình 10.6, ta xác định hệ số góc. Trong bảng dưới đây, cột 1 cho ta nồng độ của mỗi đường, cột 2 là hệ số góc tương ứng.

$X = kg$ acetone/ kg than (1)	Hệ số góc đường nồng độ không đổi (2)	Nhiệt hấp phụ vi phân, \bar{H} , kJ/kg acetone (3)	Nhiệt hấp phụ tích phân, kJ/kg than	
			$\Delta H'_A$ theo hơi acetone (4)	ΔH_A theo acetone lỏng (5)
0,05	1,170	- 638	- 29,7	- 2,2
0,10	1,245	- 684	- 62,9	- 7,9
0,15	1,300	- 715	- 97,7	- 15,2
0,20	1,310	- 720	- 133,6	- 23,6
0,25	1,340	- 738	- 170	- 32,5
0,30	1,327	- 729	- 208,7	- 41,7

Trong trường hợp này chất bị hấp phụ cũng là chất chuẩn nên $M = M_r$ và $\bar{H} = r_r$ (hệ số góc đường nồng độ không đổi). Ở $30^\circ C$, ẩn nhiệt hóa hơi của acetone là $550 kJ/kg$. Cột 3 là giá trị \bar{H} .

Vẽ đường biểu diễn \bar{H} theo X . Diện tích giữa các đường cong, trục hoành, đường $X = 0$ và trị số X bất kỳ sẽ được giá trị tương ứng của cột

4 là nhiệt hấp phụ tích phân cho hơi aceton. Nếu 0,30 kg hơi aceton ở 30°C được hấp phụ trên 1 kg than nguyên chất ở 30°C sẽ phát ra lượng nhiệt là 206,7 kJ.

Cột 5 là nhiệt hấp phụ tích phân theo aceton lỏng được tính theo $\Delta H_A = \Delta H'_A + rX$, giả sử với:

$$X = 0,30; \Delta H_A = -207,6 + 550 \times 0,30 = 42,6 \text{ kJ/kg than}$$

10.2.2 Hỗn hợp khí và hơi

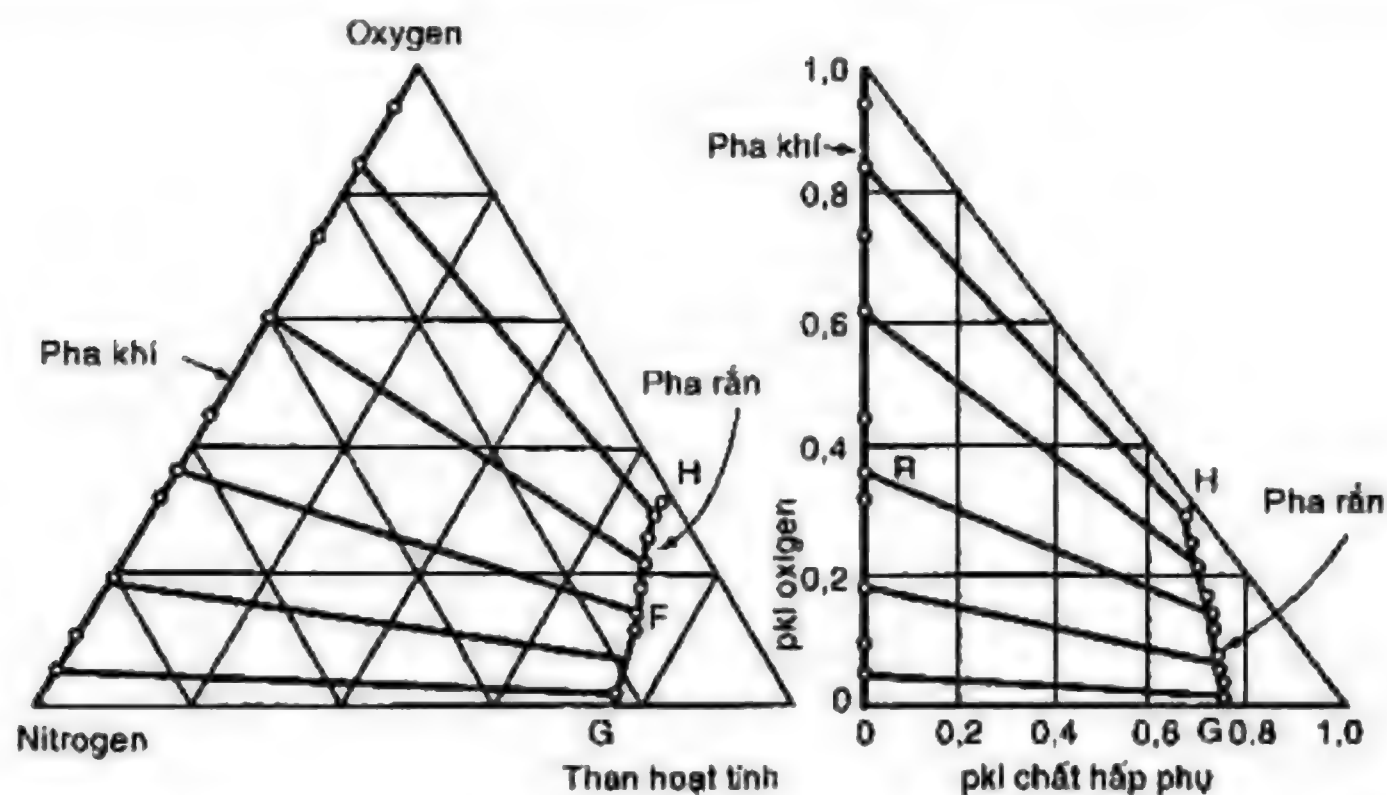
Một cấu tử bị hấp phụ

Trong nhiều hỗn hợp khí-hơi chỉ có một cấu tử bị hấp phụ đáng kể. Ví dụ, hỗn hợp hơi aceton-khí metan cho tiếp xúc với than hoạt tính như trong hình 10.6. Trong những trường hợp như vậy, quá trình hấp phụ của hơi chịu ảnh hưởng bởi sự hiện diện của cấu tử bị hấp phụ không đáng kể, và sử dụng được đường hấp phụ đẳng nhiệt của hơi nguyên chất với áp suất cân bằng được lấy bằng áp suất riêng phần của hơi trong hỗn hợp khí-hơi. Như vậy, đường đẳng nhiệt của aceton trong hình 10.6 có thể được dùng cho hỗn hợp hơi aceton với bất kỳ chất khí bị hấp phụ kém chẳng hạn như nitrogen, hidrogen...

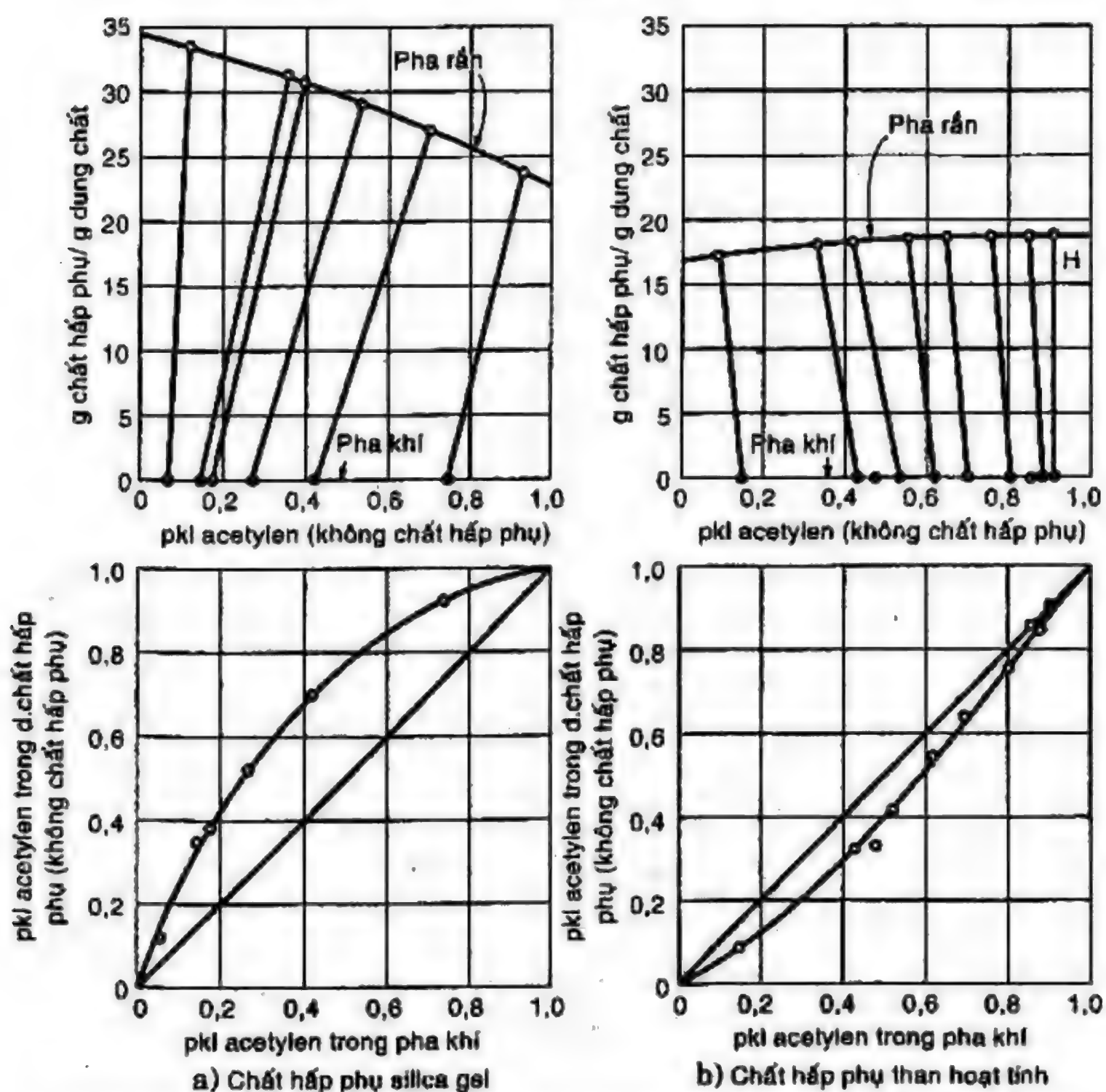
Hai cấu tử đều bị hấp phụ đáng kể

Trong trường hợp này, lượng cấu tử bị hấp phụ này sẽ chịu ảnh hưởng bởi sự hiện diện của cấu tử kia và cùng với chất hấp phụ sẽ tạo nên hệ ba cấu tử. Chất hấp phụ sẽ được xem như là dung môi trong quá trình trích ly chất lỏng. Tuy nhiên ở đây quá trình hấp phụ chịu ảnh hưởng nhiều bởi nhiệt độ và áp suất.

Giản đồ cho hệ tiêu biểu được trình bày trên hình 10.7 và hình 10.8 với tọa độ tam giác và tọa độ chữ nhật. Vì chất hấp phụ không bay hơi nên không hiện diện trong pha khí, do đó, các thành phần pha khí cân bằng sẽ nằm trên một cạnh của đồ thị. Điểm G và H trên hình 10.7 biểu diễn nồng độ mỗi chất khí tinh khiết bị hấp phụ trên than hoạt tính. Đối tuyến RE nối thành phần hai pha khí và rắn cân bằng. Các đối tuyến khi kéo dài không đi qua đỉnh biểu diễn chất hấp phụ cho thấy là ở điều kiện xác định chất hấp phụ không thể được dùng để tách hỗn hợp hai cấu tử thành từng cấu tử riêng biệt. Hệ số phân tách, hay độ hấp phụ tương đối là tỉ số giữa tỉ số nồng độ pha khí trong chất hấp phụ (điểm E) với tỉ số nồng độ trong pha khí (điểm R). Độ hấp phụ tương đối phải lớn hơn một nếu chất hấp phụ dùng để tách các cấu tử của hỗn hợp khí.



Hình 10.7: Hệ oxygen-nitrogen-than hoạt tính, -150°C , 1 atm.
Nồng độ biểu diễn theo phân khối lượng

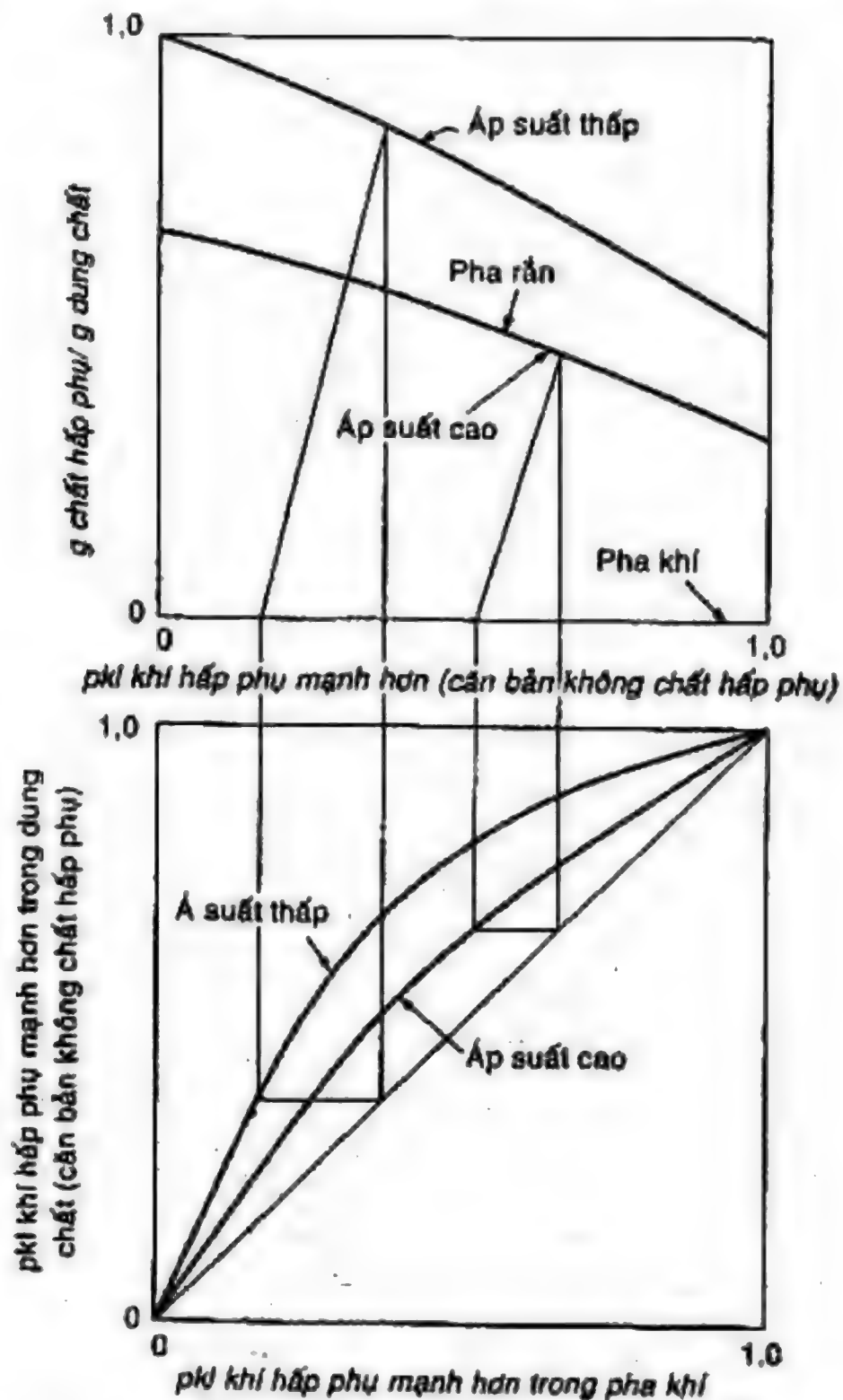


Hình 10.8: Hấp phụ hỗn hợp acetylen-etilen trên (a) silicagel và (b) than hoạt tính ở 25°C

Khi mức độ hấp phụ nhỏ, để tiện lợi, nên biểu diễn nồng độ trên cân bản không chất hấp phụ và được vẽ như hình 10.8 với cùng hỗn hợp khí được hấp phụ trên hai chất hấp phụ khác nhau. Hình 10.8b cho thấy than hoạt tính có mức độ hấp phụ lớn hơn silicagel, do đó, đường GH của than hoạt tính thấp hơn đường cong tương ứng cho silicagel nhưng độ hấp phụ tương đối thì ngược lại: etilen được hấp phụ chọn lựa trên silicagel

Ảnh hưởng của sự biến đổi áp suất hay nhiệt độ

Hạ áp suất sẽ làm giảm lượng chất bị hấp phụ trên chất rắn như cho thấy ở phần trên giản đồ hình 10.9. Tăng nhiệt độ ở áp suất không đổi sẽ làm giảm lượng chất bị hấp phụ từ hỗn hợp và sẽ ảnh hưởng đến độ hấp phụ tương đối không theo một qui luật nào cả.



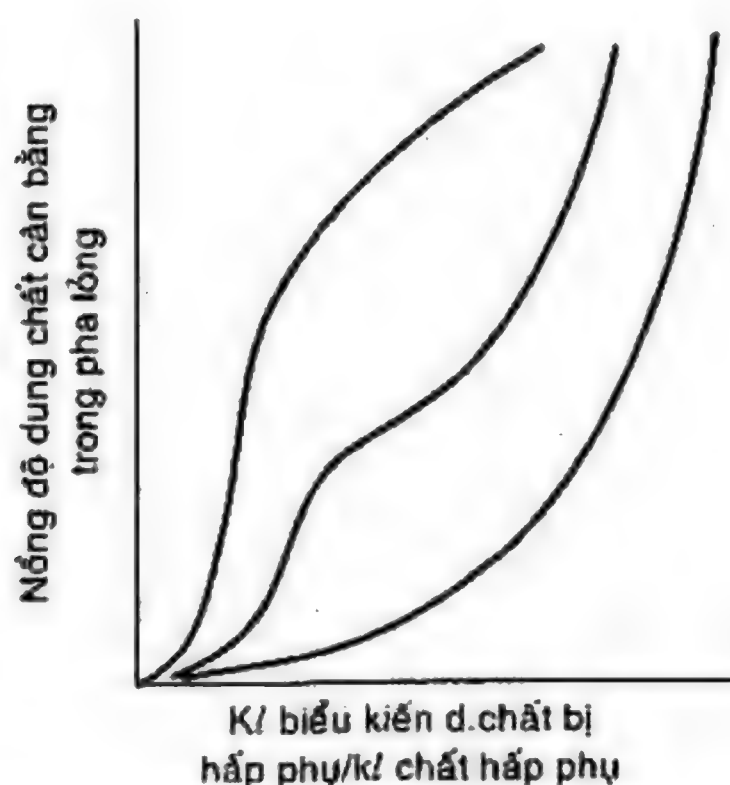
Hình 10.9: Ảnh hưởng của áp suất trên hấp phụ đẳng nhiệt của hỗn hợp khí hai cấu tử

10.2.3 Hấp phụ trong chất lỏng

Khi nhúng chất hấp phụ rắn vào chất lỏng, quá trình hấp phụ sẽ xảy ra và phát nhiệt. Tuy nhiên, việc nhúng chất rắn vào chất lỏng không là biện pháp hữu hiệu để xác định mức độ hấp phụ. Thường thì xác định độ biến đổi không đáng kể của thể tích chất lỏng làm độ đo mức độ hấp phụ, trong khi đó đem cân chất rắn sẽ không phân biệt được chất lỏng bị hấp phụ và chất lỏng bám cơ học trên chất rắn. Vấn đề này không có trong hấp phụ chất khí.

Hấp phụ dung chất từ dung dịch loãng

Khi chất hấp phụ được trộn với dung dịch hai cấu tử sẽ xảy ra quá trình hấp phụ cả dung chất và dung môi. Vì không xác định được quá trình hấp phụ chung nên thay vào đó xác định quá trình hấp phụ biểu kiến hay tương đối của dung chất. Phương pháp thông thường là xử lý một thể tích dung dịch với một khối lượng chất hấp phụ Vm^3 dung dịch/kg chất hấp phụ. Do hấp phụ chọn lựa dung chất nên nồng độ ban đầu C_0 của dung chất sẽ giảm đến nồng độ cân bằng cuối cùng C^* , kg dung chất/ m^3 dung dịch. Lượng biểu kiến dung chất bị hấp phụ được xác định, khi bỏ qua sự biến đổi thể tích của dung dịch, là $V(C_0 - C^*)$, kg dung chất bị hấp phụ/kg chất hấp phụ. Điều này là thỏa đáng với dung dịch loãng trong đó phần dung môi bị hấp phụ là không đáng kể.



Hình 10.10: Đường hấp phụ đẳng nhiệt cho dung dịch loãng

Quá trình hấp phụ biểu kiến của một dung chất tùy thuộc trên nồng độ của dung chất, nhiệt độ, dung môi và loại chất hấp phụ. Các đường đẳng nhiệt được trình bày trên hình 10.10. Các đường đẳng nhiệt được xác định cho một dung chất được hấp phụ trên cùng một chất hấp phụ nhưng trong các dung dịch với những dung môi khác nhau. Mức độ hấp phụ của một dung chất trong thực tế luôn giảm khi nhiệt độ tăng.

Phương trình Freundlich

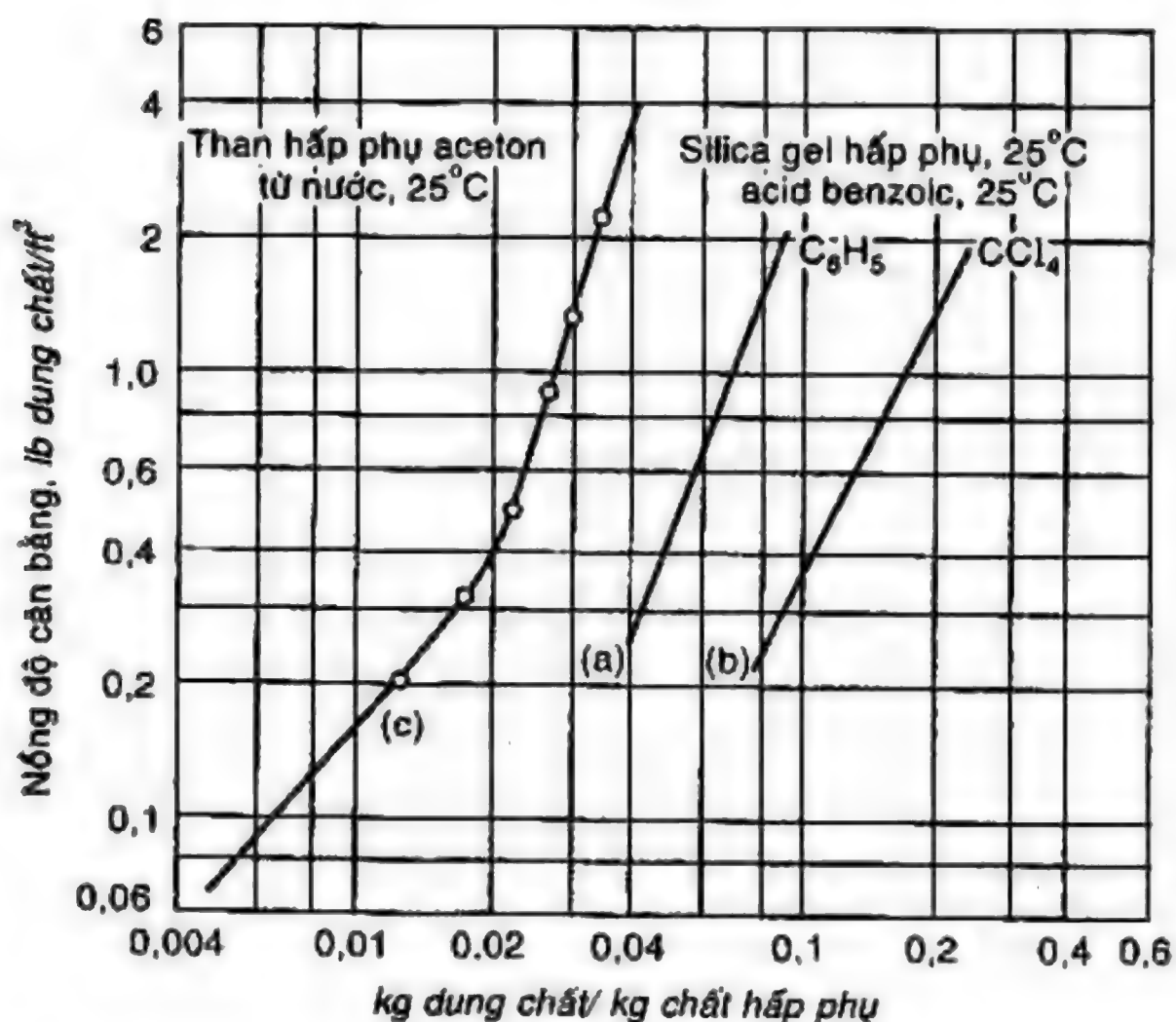
Trên một khoảng nồng độ nhỏ, và đặc biệt với dung dịch loãng, đường đẳng nhiệt cho quá trình hấp phụ có thể được mô tả theo biểu thức thực nghiệm Freundlich

$$C^* = k[V(C_0 - C^*)]^n \quad (10.3)$$

với: $V(C_0 - C^*)$ - lượng dung chất bị hấp phụ cho mỗi đơn vị khối lượng chất hấp phụ; k, n - các hằng số.

V - lượng dung dịch, $m^3 dd/kg$ chất hấp phụ

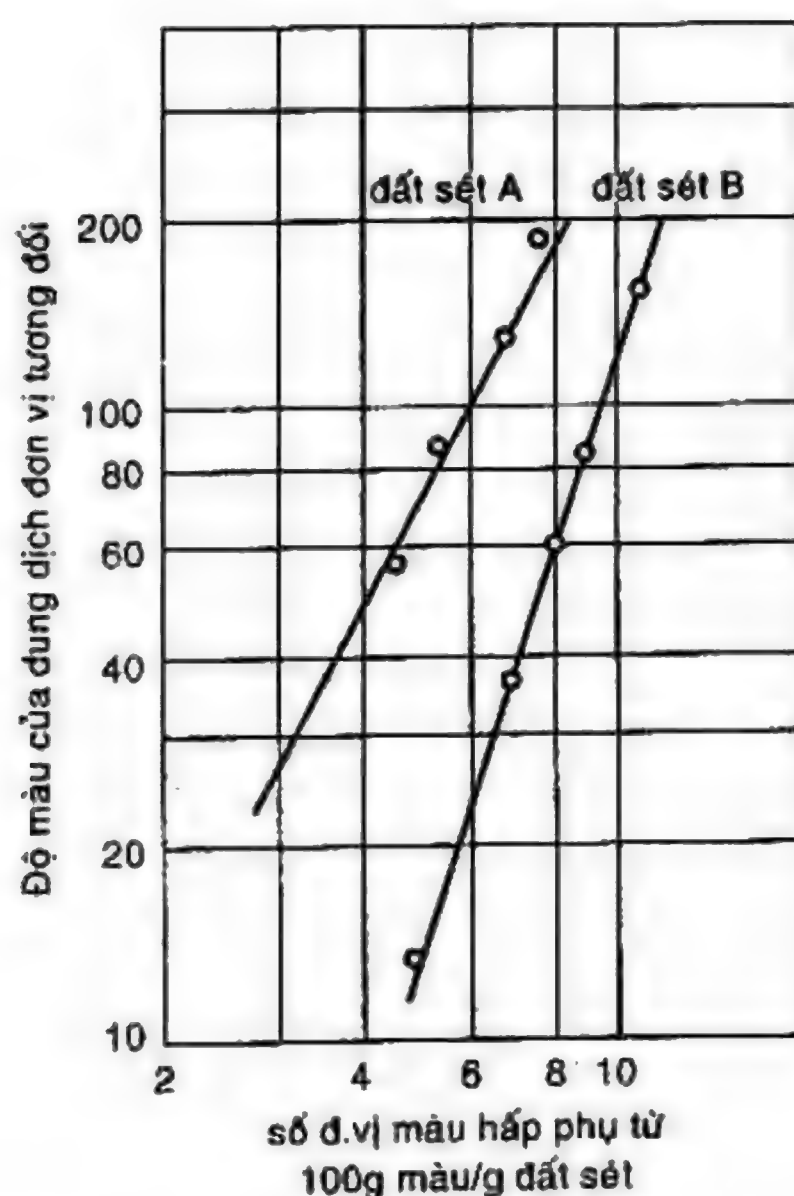
C_0 - nồng độ dung chất trong dung dịch



Hình 10.11: Hấp phụ từ dung dịch loãng ở 25°C

Dạng phương trình cho thấy nếu vẽ C^* theo $(C_0 - C^*)$ trên đồ thị log-log sẽ được đường thẳng có hệ số góc là n và tung độ gốc là k . Một số đường biểu diễn được trình bày trên hình 10.11. Ảnh hưởng của dung môi lên quá trình hấp phụ acid benzoic được biểu diễn bằng hai đường a và b theo đúng phương trình (10.3) trong một khoảng rộng nồng độ. Đường c cho thấy chỉ tuân theo phương trình (10.3) trong khoảng nồng độ thấp. Số liệu thực nghiệm không theo đúng (10.3) có thể là do sự hấp phụ đáng kể dung môi mà trong phương trình không đề cập đến.

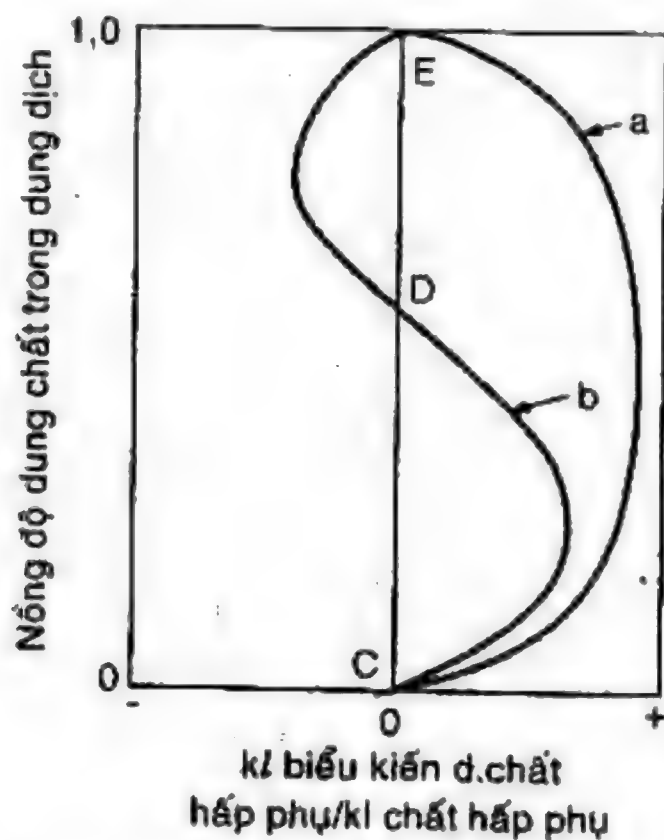
Phương trình Freundlich đặc biệt hữu ích trong trường hợp không xác định được dung chất thực sự là chất gì, ví dụ như quá trình hấp phụ các chất màu trong dung dịch đường, dầu thực vật, dầu khoáng. Trong những trường hợp này, nồng độ dung chất được xác định bằng máy so màu, quang phổ kế và được biểu diễn theo cường độ màu có tỉ lệ tuyến tính với nồng độ dung chất. Hình 10.12 trình bày việc áp dụng phương pháp trên cho quá trình hấp phụ màu trong dầu khoáng bằng hai loại đất sét.



Hình 10.12: Khử màu của dầu khoáng bằng đất sét

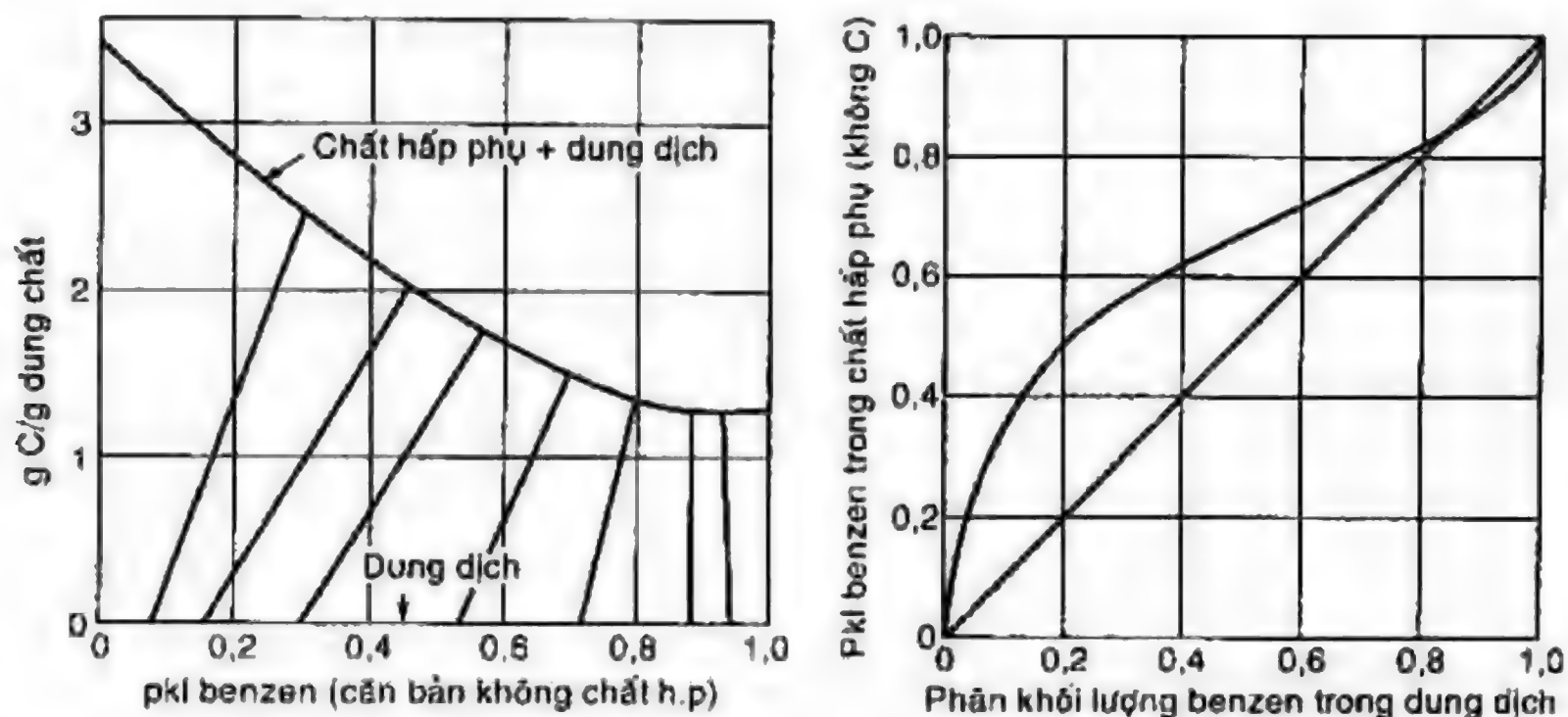
Hấp phụ từ dung dịch đậm đặc

Khi quá trình hấp phụ biểu kiến của dung chất được xác định trên toàn bộ khoảng nồng độ từ dung môi nguyên chất đến dung chất nguyên chất thì đường biểu diễn có dạng như hình 10.13. Đường cong có dạng a xảy ra khi tại tất cả giá trị nồng độ, dung chất bị hấp phụ mạnh hơn so với dung môi. Khi nồng độ dung chất tăng, mức độ hấp phụ dung chất sẽ tăng; tuy nhiên đường cong biểu diễn quá trình hấp phụ dung chất biểu kiến nhất thiết trở về điểm E bởi vì trong chất lỏng chỉ có dung chất nguyên chất sẽ không có sự biến đổi nồng độ khi thêm vào chất hấp phụ. Đường cong có dạng b biểu diễn quá trình hấp phụ dung môi và dung chất với mức độ gần như nhau. Trong khoảng nồng độ từ C đến D, dung chất bị hấp phụ mạnh hơn dung môi. Tại điểm D, cả hai bị hấp phụ với mức độ như nhau, quá trình hấp phụ biểu kiến bằng 0. Trong khoảng nồng độ từ D đến E, dung môi bị hấp phụ mạnh hơn. Như vậy, khi thêm chất hấp phụ vào các dung dịch có nồng độ từ D đến E thì nồng độ dung chất trong dung dịch sẽ tăng lên và $V(C_0 - C^*)$ cho thấy quá trình hấp phụ dung chất biểu kiến là âm.



Hình 10.13: Hấp phụ biểu kiến dung chất từ dung dịch đậm đặc

Quá trình hấp phụ thực sự dung chất và dung môi có thể ước tính được từ số liệu hấp phụ biểu kiến nếu giả sử áp dụng được các đường đẳng nhiệt Freundlich riêng biệt cho từng cấu tử. Các đường cong có dạng như trên hình 10.14 được vẽ từ số liệu hấp phụ biểu kiến của đường b trên hình 10.13 (tương tự như điểm đẳng phí trong chưng cất, độ hấp phụ tương đối ở đây bằng một tại một nồng độ nào đó).

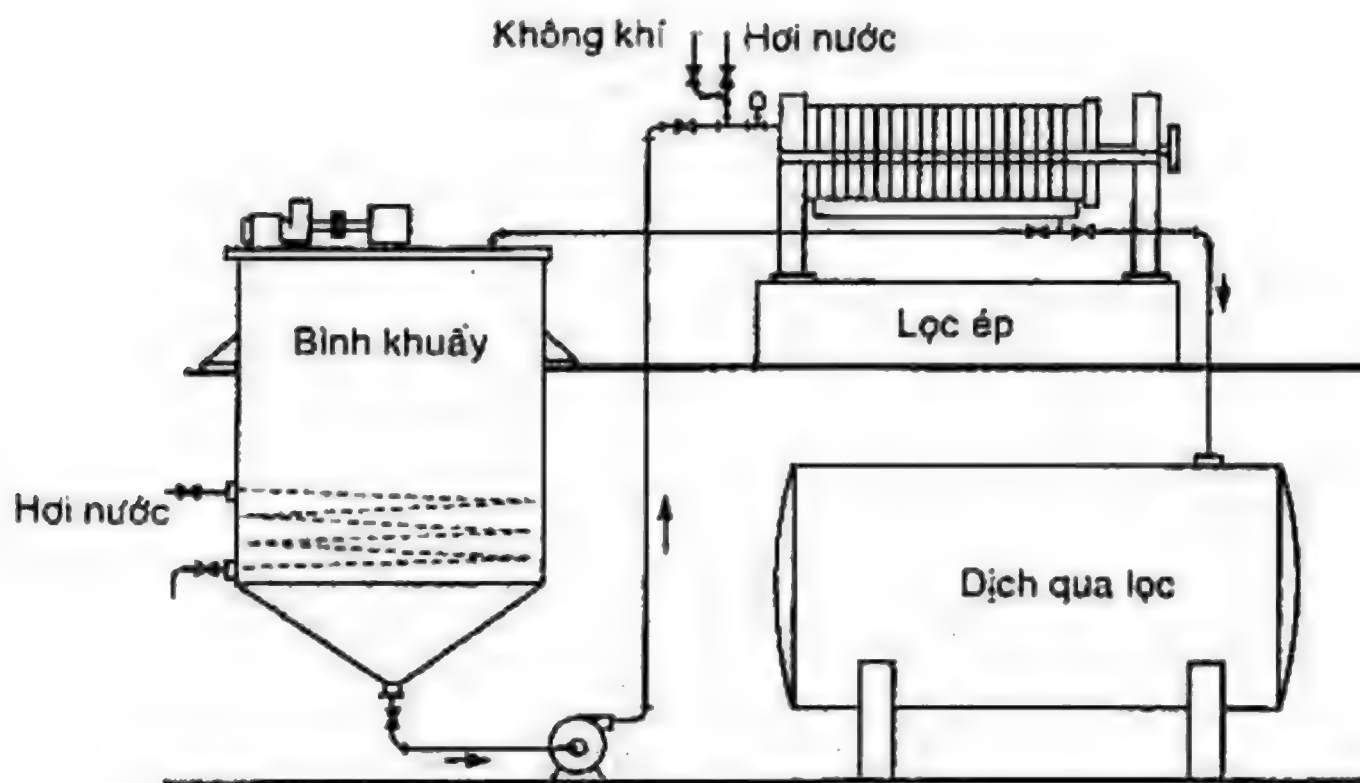


Hình 10.14: Cân bằng cho quá trình hấp phụ benzen và etanol trên than hoạt tính suy ra từ tính toán

10.3 QUÁ TRÌNH HẤP PHỤ THEO ĐOẠN

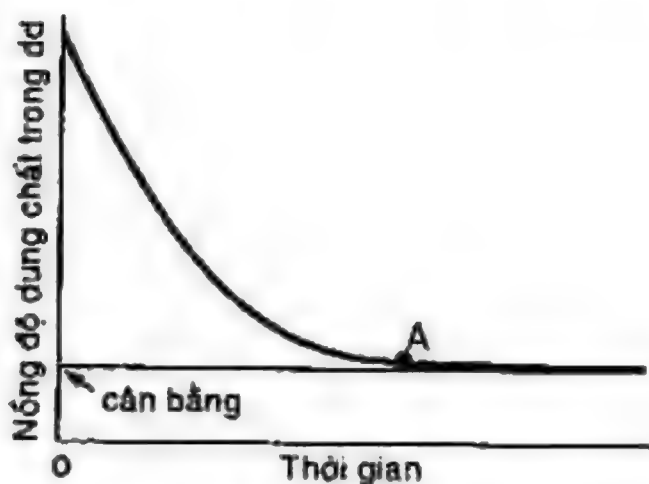
10.3.1 Thiết bị và phương pháp

Hệ thống thiết bị được trình bày trên hình 10.15 cho quá trình hoạt động gián đoạn. Dung dịch và chất hấp phụ được trộn trong thùng xử lý theo nhiệt độ và thời gian thích hợp, sau đó hỗn hợp được lọc để tách chất hấp phụ rắn và dung chất ra khỏi dung dịch. Hệ thống có thể được bổ sung thùng trộn và thiết bị lọc để điều hành theo nhiều bậc. Nếu điều hành liên tục, quá trình khử màu dầu bôi trơn, thiết bị lọc ép sẽ được thay bằng máy ly tâm hay thiết bị lọc thùng quay liên tục hoặc để chất rắn lắng khỏi hỗn hợp.



Hình 10.15: Thiết bị hấp phụ theo bậc

Loại chất hấp phụ sử dụng phụ thuộc vào dung dịch bị xử lý, có kích thước rất mịn (nhỏ hơn 200 *mesh*). Thời gian để chất hấp phụ và dung dịch đạt cân bằng phụ thuộc chủ yếu vào nồng độ dung dịch và kích thước hạt rắn, độ nhớt của chất lỏng và cường độ khuấy trộn. Thùng khuấy nên có tấm chặn và chất lỏng có chế độ chuyển động rối để hạt rắn có chuyển động tương đối so với khối chất lỏng. Nồng độ của dung chất trong dung dịch không bị hấp phụ thay đổi theo thời gian như hình 10.16, giảm nhanh lúc đầu và tiệm cận với nồng độ cân bằng. Thời gian khuấy trộn thực tế được chọn tại điểm A, thường từ 10 ÷ 30 *ph*.



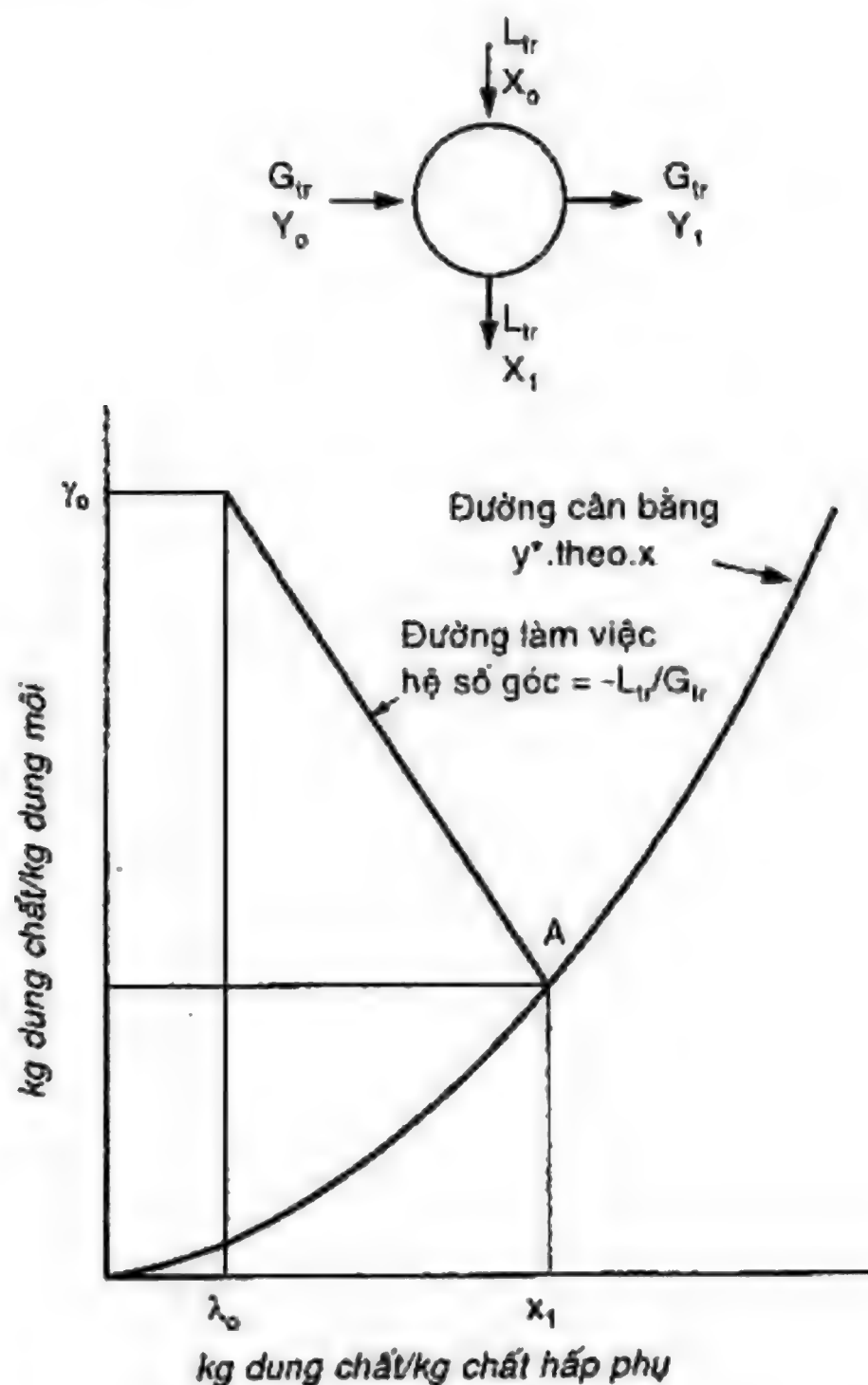
Hình 10.16: Cân bằng đạt được trong quá trình hấp phụ hoạt động gián đoạn

Sử dụng nhiệt độ cho phép cao nhất khi khuấy trộn để giảm độ nhớt chất lỏng, tăng tốc độ khuếch tán của dung chất và hạt rắn để chuyển động trong chất lỏng. Cân bằng của quá trình hấp phụ giảm chút ít khi nhiệt độ tăng nhưng bù lại tăng được tốc độ đạt đến cân bằng. Quá trình thường được điều hành tại nhiệt độ sôi của dung dịch nếu tại nhiệt độ này các chất trong hỗn hợp không bị phân hủy hoặc biến chất. Tuy nhiên, nếu chất bị hấp phụ dễ bay hơi thì cân bằng của quá trình chịu ảnh hưởng nhiều của nhiệt độ khi đó nên điều hành ở nhiệt độ thường.

Ngoài ra do lượng dung dịch xử lý là lớn so với lượng dung chất bị hấp phụ nên có thể bỏ qua sự tăng nhiệt độ do nhiệt hấp phụ.

2- Quá trình một bậc

Sơ đồ được biểu diễn trên hình 10.17, quá trình có thể hoạt động gián đoạn hoặc liên tục. Vì lượng chất hấp phụ sử dụng thường rất nhỏ so với lượng dung dịch được xử lý, và chỉ có dung chất là bị hấp phụ mạnh, nên bỏ qua quá trình hấp phụ các cấu tử khác.



Hình 10.17: Hấp phụ một bậc

Nếu sử dụng chất hấp phụ mới $X_0 = 0$, cân bằng cho dung chất là:

$$G_{tr}(Y_0 - Y_1) = L_{tr}(X_1 - X_0) \quad (10.4)$$

Trên tọa độ X-Y, phương trình (10.4) biểu diễn đường thẳng qua hai điểm và (X_1, Y_1) , có hệ số góc là $-L_{tr}/G_{tr}$. Nếu là bậc cân bằng thì điểm (X_1, Y_1) sẽ nằm trên đường hấp phụ cân bằng đẳng nhiệt.

Khi áp dụng (10.4), giả sử rằng lượng chất lỏng bị bám dính trên bề mặt chất rắn sau khi lọc là không đáng kể (điều này cũng phù hợp trong quá trình hấp phụ vì lượng chất rắn sử dụng khá nhỏ so với lượng dung dịch được xử lý). Nếu là quá trình nhả - hấp thì cũng có thể áp dụng được công thức (10.4) nhưng đường làm việc bây giờ nằm dưới đường cân bằng.

Áp dụng phương trình Freundlich với nồng độ dung chất là nhỏ

$$Y^* = mX^n \quad (10.5)$$

và điều kiện cân bằng cuối cùng:

$$X_1 = \left(\frac{Y_1}{m}\right)^{1/n} \quad (10.6)$$

với nồng độ đầu của dung chất là $X_0 = 0$, thay vào (10.4) được:

$$\frac{L_{tr}}{G_{tr}} = \frac{Y_0 - Y_1}{(Y_1/m)^{1/n}} \quad (10.7)$$

Phương trình trên cho ta tính được tỉ số chất hấp phụ/dung dịch ứng với sự biến đổi nồng độ cho trước, Y_0 đến Y_1 .

Trên hình 10.18 có ba đường đẳng nhiệt Freundlich tiêu biểu.

Với $n = 1$, đường đẳng nhiệt là đường thẳng.

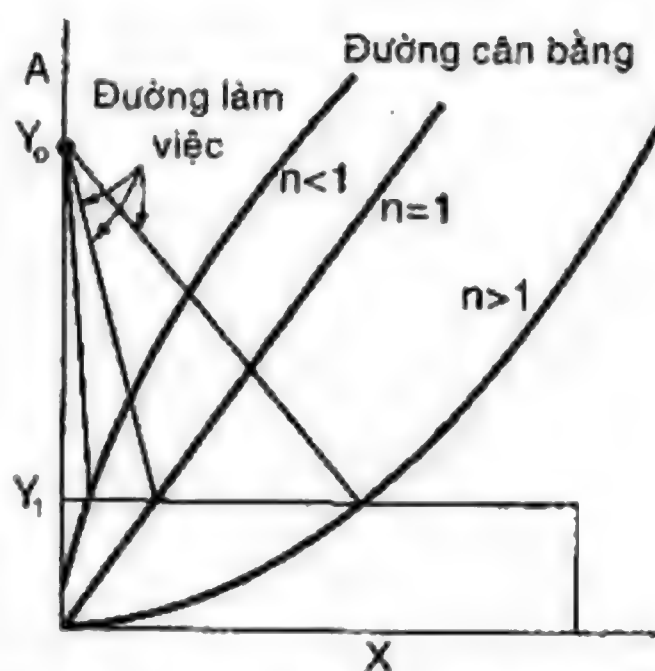
Nếu trong mỗi trường hợp nồng độ dung chất giảm từ Y_0 đến Y_1 , ta có ba đường làm việc cùng xuất phát từ điểm A.

Hệ số góc đường làm việc tỉ lệ thuận với tỉ số chất hấp phụ/dung dịch. Nói chung, tỉ lệ này đúng khi giá trị của n từ 2 ÷ 10, khi n từ 1 ÷ 2 tỉ lệ này kém chính xác và khi $n < 1$ tỉ lệ hoàn toàn không chính xác.

Trường hợp cuối cùng, lượng chất hấp phụ sử dụng là lớn không thực tế.

10.3.3 Quá trình nhiều bậc giao dòng

Sơ đồ và đường làm việc của quá trình hai bậc được trình bày trên hình 10.19. Lượng dung dịch được xử lý không đổi khi đi qua mỗi bậc với chất hấp phụ sử dụng trong mỗi bậc là L_{tr1} và L_{tr2} , (kg). Nồng độ của dung chất trong dung dịch giảm từ Y_0 đến Y_2 . Cân bằng vật chất là:

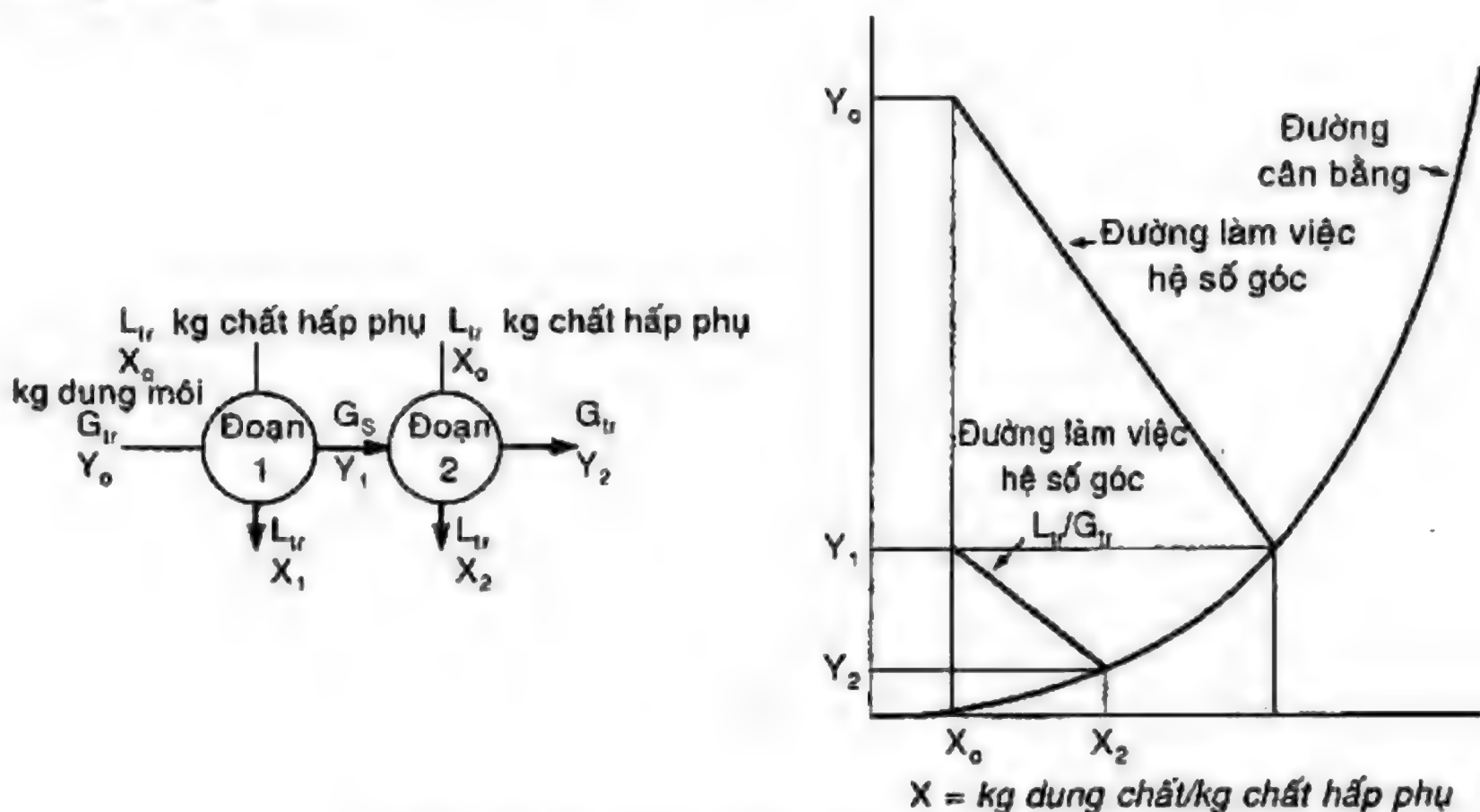


Hình 10.18: Hấp phụ một đoạn đường cân bằng Freundlich

$$\text{Cho bậc 1: } G_{tr}(Y_o - Y_1) = L_{tr1}(X_1 - X_o) \quad (10.8)$$

$$\text{Cho bậc 2: } G_{tr}(Y_1 - Y_2) = L_{tr2}(X_2 - X_o) \quad (10.9)$$

Từ đó ta vẽ được các đường làm việc trên hình 10.19. Nếu lượng chất hấp phụ sử dụng trong mỗi bậc bằng nhau, hai đường làm việc sẽ song song nhau.



Hình 10.19: Quá trình hai bậc giao dòng

Áp dụng phương trình Freundlich (10.5) và dùng chất hấp phụ nguyên chất cho mỗi bậc ($X_o = 0$), tổng lượng chất hấp phụ sử dụng tối thiểu cho hệ hai bậc có thể tính được trực tiếp. Vậy:

$$\text{Với bậc 1: } \frac{L_{tr1}}{G_{tr}} = \frac{Y_o - Y_1}{(Y_1/m)^{1/n}} \quad (10.10)$$

$$\text{Với bậc 2: } \frac{L_{tr2}}{G_{tr}} = \frac{Y_1 - Y_2}{(Y_2/m)^{1/n}} \quad (10.11)$$

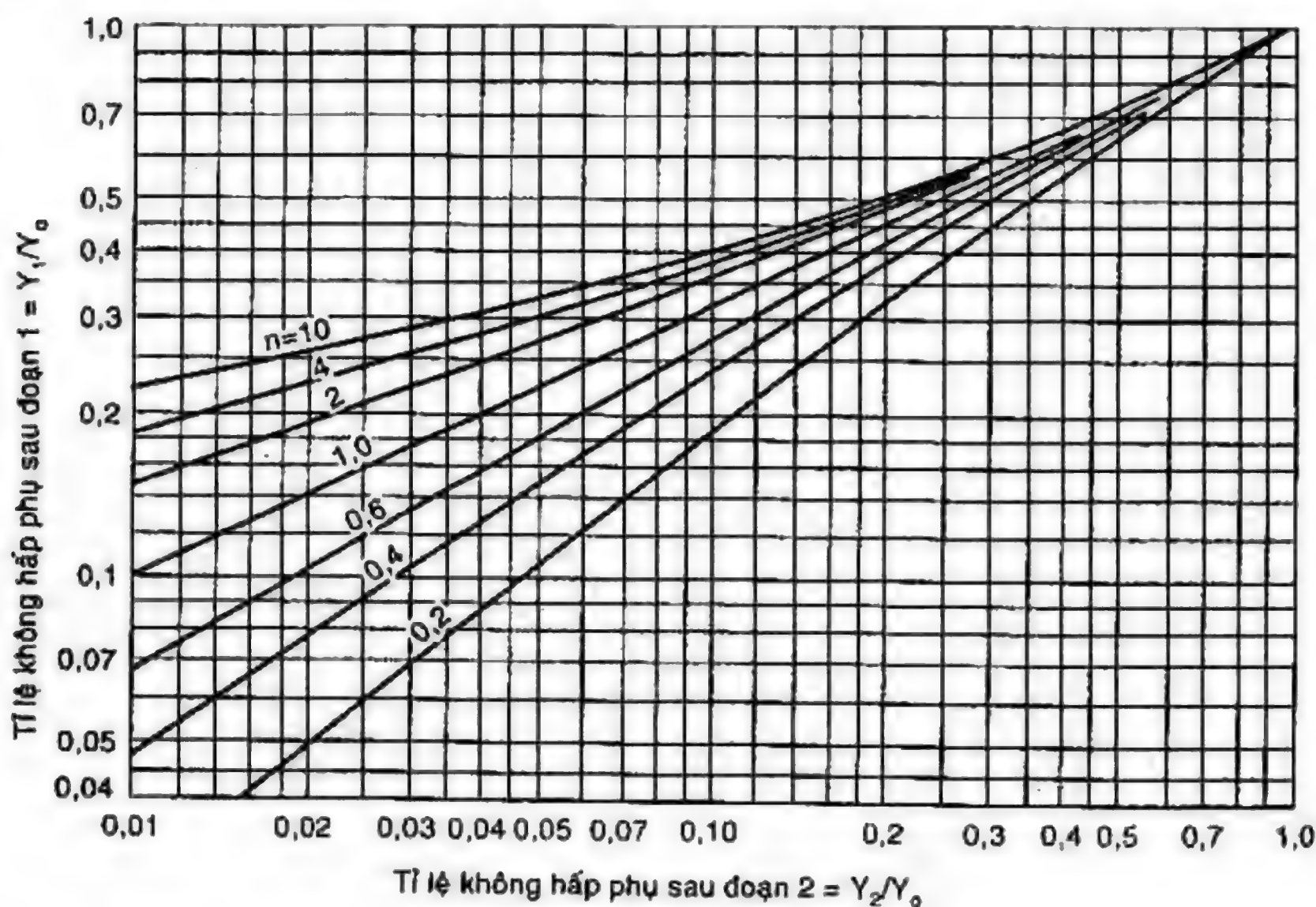
tổng lượng chất hấp phụ sử dụng là:

$$\frac{L_{tr1} + L_{tr2}}{G_{tr}} = m^{1/n} \left(\frac{Y_o - Y_1}{Y_1^{1/n}} + \frac{Y_1 - Y_2}{Y_2^{1/n}} \right) \quad (10.12)$$

Để xác định tổng lượng chất hấp phụ sử dụng là tối thiểu, đặt $d[(L_{tr1} + L_{tr2})/G_{tr}]$ bằng không và ứng với một trường hợp cụ thể thì m , n , Y_o và Y_2 là hằng số nên ta có

$$\left(\frac{Y_1}{Y_2}\right)^{1/n} - \frac{1}{n} \cdot \frac{Y_o}{Y_1} = 1 - \frac{1}{n} \quad (10.13)$$

Phương trình (10.13) có thể được dùng để giải cho nồng độ trung gian và lượng chất bị hấp phụ được tính theo các phương trình (10.10) và (10.11). Hình 10.20 giúp ta giải (10.13) mà không phải dò dẫm.



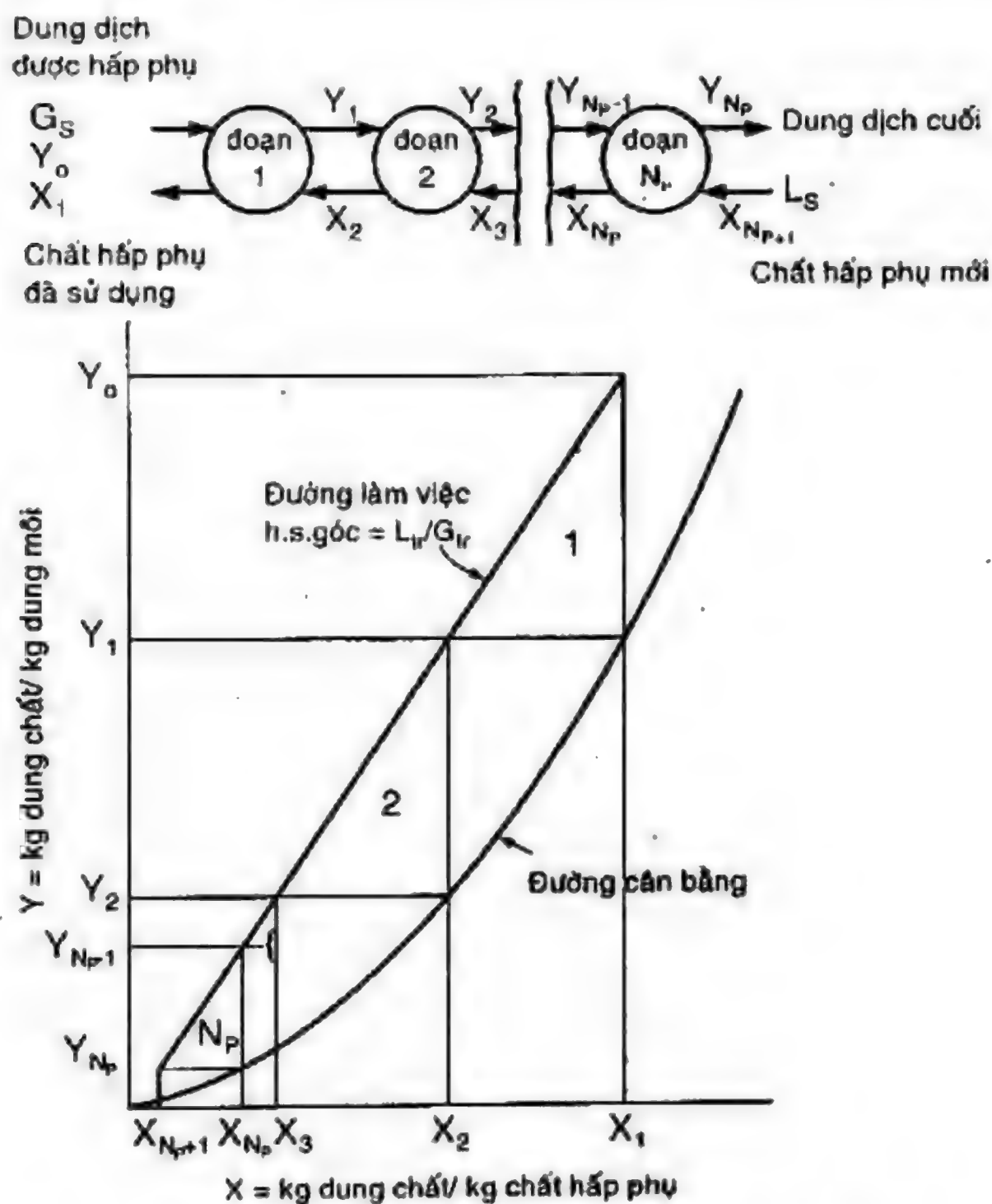
Hình 10.20: Lời giải cho phương trình 10.13. Quá trình hai bậc giao dòng. Tổng lượng chất hấp phụ là tối thiểu

10.3.4 Quá trình nhiều bậc nghịch dòng

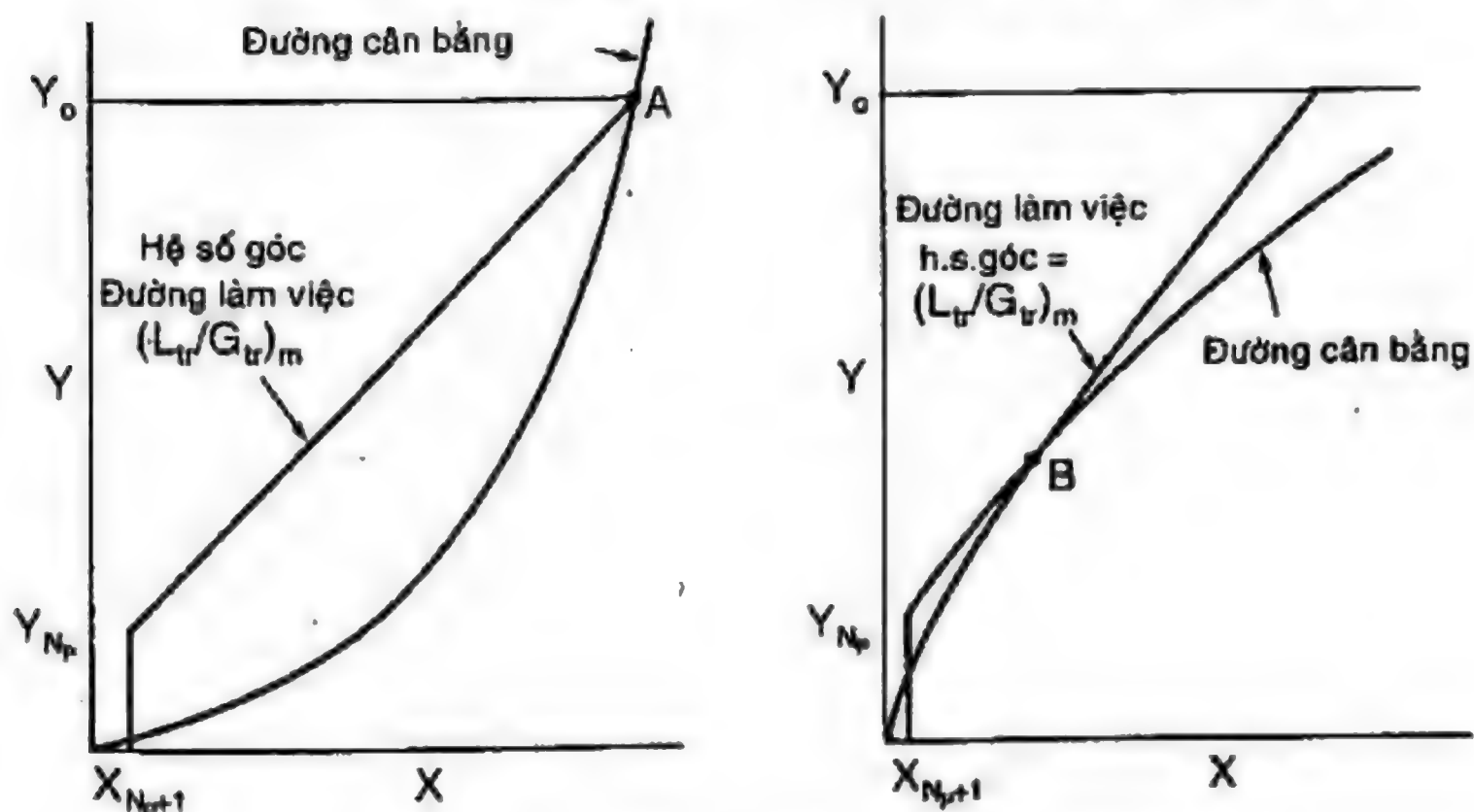
Sơ đồ quá trình được trình bày trên hình 10.21. Cân bằng dung chất cho bậc N_P

$$G_{tr}(Y_o - Y_{N_P}) = L_{tr}(X_1 - X_{N_P+1}) \quad (10.14)$$

cho ta đường làm việc trên hình 10.20 qua hai điểm (X_{N_P+1}, Y_{N_P}) ; (X_1, Y_o) và hệ số góc L_{tr}/G_{tr} . Số bậc hấp phụ lý thuyết được xác định bằng cách vẽ đường bậc thang giữa đường làm việc và đường cân bằng. Lượng chất hấp phụ sử dụng tối thiểu được xác định theo như phương pháp trình bày trên hình 10.22.



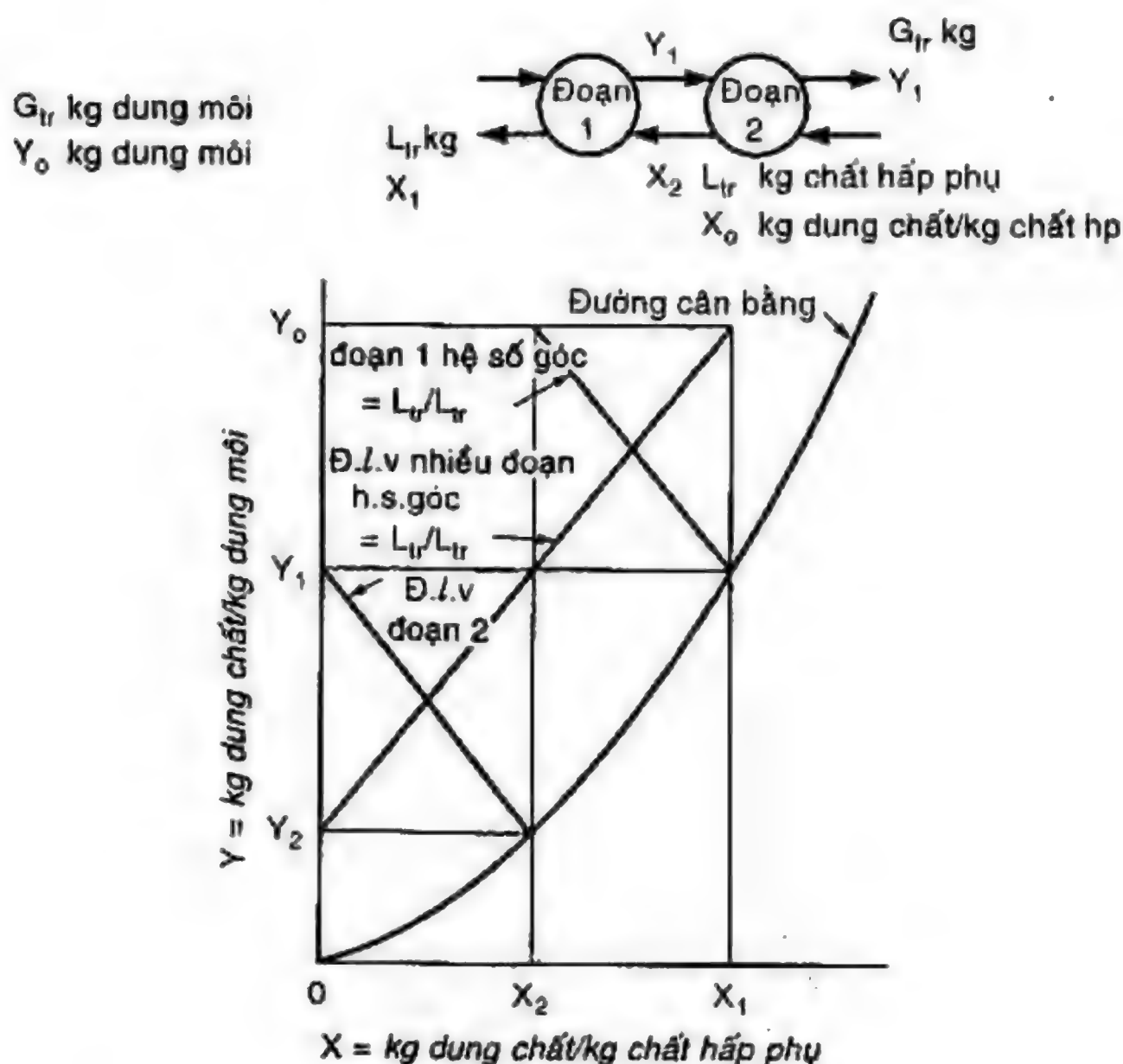
Hình 10.21: Quá trình nhiều bậc nghịch dòng



Hình 10.22: Đường làm việc ứng với tỉ số chất hấp phụ/dung môi tối thiểu

Dùng phép tính độ dẫn tỉ số chất hấp phụ/dung môi tối thiểu sẽ tránh được nếu biểu diễn đường cân bằng theo phương trình đại số. Nếu đường cân bằng là đường thẳng, ta có thể áp dụng các phương trình Kremser. Thường thì phương trình Freundlich có dạng (10.5) và chất hấp phụ sử dụng là nguyên chất ($X_{N_p+1} = 0$). Với quá trình hai bậc như hình 10.22, cân bằng vật chất cho dung chất trong toàn quá trình là:

$$L_{tr}(X_1 - 0) = G_{tr}(Y_0 - Y_2)$$



Hình 10.23: Hấp phụ hai đoạn nghịch dòng

Áp dụng phương trình (10.5) vào các dòng ra khỏi bậc lý tưởng số một:

$$X_1 = \left(\frac{Y_1}{m}\right)^{1/n} \quad (10.16)$$

thay vào (10.15):

$$\frac{L_{tr}}{G_{tr}} = \frac{Y_0 - Y_2}{(Y_1/m)^{1/n}} \quad (10.17)$$

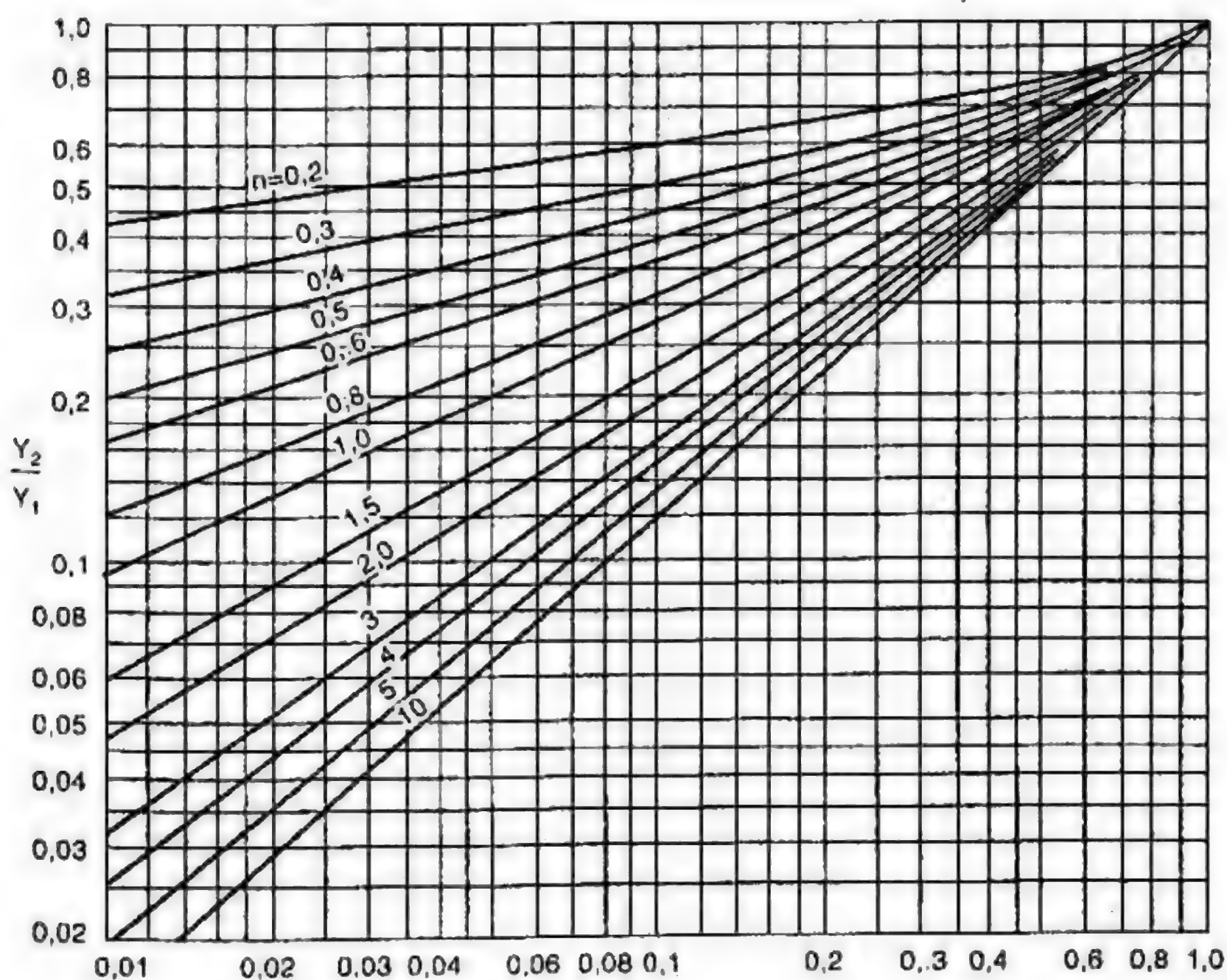
với bậc lý tưởng thứ hai:

$$G_{tr}(Y_1 - Y_2) = L_{tr}X_2 = L_{tr}\left(\frac{Y_2}{m}\right)^{1/n} \quad (10.18)$$

Khử L_{tr}/G_{tr} giữa (10.17) và (10.18) ta được:

$$\frac{Y_o}{Y_2} - 1 = \left(\frac{Y_1}{Y_2}\right)^{1/n} \left(\frac{Y_1}{Y_2} - 1\right) \quad (10.19)$$

Phương trình (10.19) được giải để cho nồng độ trung gian Y_1 ứng với nồng độ Y_o và Y_2 xác định trước và L_{tr}/G_{tr} được tính từ (10.17). (H.10.24) trình bày lời giải cho (10.19).



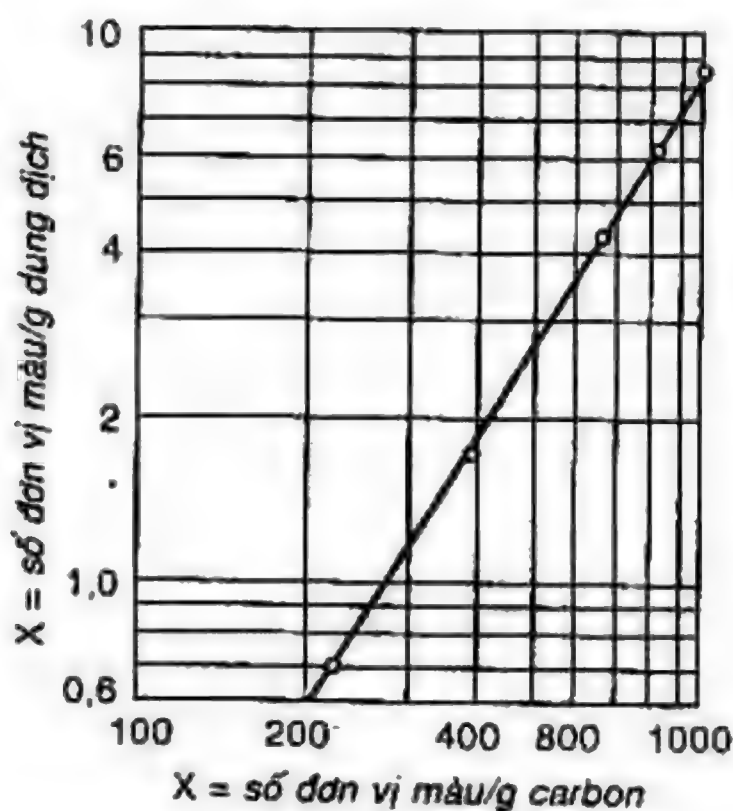
Phần k.l. không bị hấp phụ sau hai bậc = Y_2/Y_o

Hình 10.24: Lời giải cho phương trình (10.19).

Hấp phụ hai bậc nghịch dòng.

Ví dụ 10.2: Một dung dịch chứa một dung chất có giá trị bị có màu do chất không tinh khiết trong dung dịch. Trước khi kết tinh, dùng than hoạt tính để hấp phụ chất không tinh khiết, dung chất bị hấp phụ không đáng kể. Thí nghiệm cân bằng hấp phụ ở nhiệt độ không đổi thu được kết quả sau:

kg than/kg dung dịch	0	0,001	0,004	0,008	0,02	0,04
Độ màu cân bằng	9,6	8,6	6,3	4,3	1,7	0,7



Hình 10.25: Số liệu cân bằng cho ví dụ 10.2

Độ màu tỉ lệ với nồng độ chất không tinh khiết. Để giảm độ màu còn 10% độ màu ban đầu là 9,6, cần lượng than là bao nhiêu cho 1000 kg dung dịch nếu:

- Quá trình là một bậc
- Quá trình là hai bậc giao dòng dùng tổng lượng carbon tối thiểu
- Quá trình là hai bậc nghịch dòng.

Giải: Số liệu thực nghiệm được biến đổi thành dạng thích hợp để vẽ đường cân bằng đẳng nhiệt. Định nghĩa Y là số đơn vị màu cho một đơn vị khối lượng dung dịch, và X là số đơn vị màu bị hấp phụ cho mỗi đơn vị khối lượng than. Nồng độ màu trong dung dịch được xem là loãng nên đường làm việc là đường thẳng trên tọa độ X, Y. Kết quả tính toán được trình bày trong bảng sau:

kg than/kg dung dịch	Y^* = độ màu cân bằng, số đơn vị màu/kg dung dịch	X = nồng độ màu bị hấp phụ, số đơn vị màu/kg dung dịch
0	9,6	
0,001	8,6	$(9,6 - 8,6)/0,001 = 1.000$
0,004	6,3	$(9,6 - 6,3)/0,004 = 825$
0,008	4,3	663
0,020	1,7	395
0,040	0,7	223

Số liệu cân bằng trên được vẽ lên tọa độ log, ta được đường thẳng để suy ra phương trình Freundlich, hệ số góc $n = 1,66$ và tại $X = 663$ $Y^* = 4,3$. Do đó theo (10.5):

$$m = \frac{4,3}{663^{1,66}} = 8,91(10^{-5})$$

Phương trình Freundlich, do đó, là $Y^* = 8,91(10^{-5})X^{1,66}$.

Số liệu cân bằng cũng được vẽ trên đồ thị $X.Y$ như hình 10.26.

a) Quá trình một bậc

$$Y_0 = 9,6 \text{ đơn vị màu/kg dung dịch}$$

$$Y_1 = 0,10 \times (9,6) = 0,96 \text{ đơn vị/kgdd}$$

Đặt $G_{tr} = 1000 \text{ kg dung dịch}$. Sử dụng than nguyên chất $X_0 = 0$. Trên hình 10.26, điểm A biểu diễn điều kiện đầu của quá trình, điểm B nằm trên đường cân bằng tại nồng độ màu cuối cùng của dung dịch. Tại B, $X_1 = 260$, do đó theo (10.4):

$$\frac{L_{tr}}{G_{tr}} = \frac{Y_0 - Y_1}{X_1 - X_0} = \frac{9,6 - 0,96}{270 - 0} = 0,032 \text{ kg than/kg dung dịch}$$

và $L_{tr} = 0,032 (1000) = 32,0 \text{ kg than/1000 kg dung dịch}$.

Hay áp dụng phương trình Freundlich (10.7)

$$\frac{L_{tr}}{G_{tr}} = \frac{Y_0 - Y_1}{(Y_1/m)^{1/n}} = \frac{9,6 - 0,96}{[0,96/8,91(10^{-5})]^{1/1,66}} = 0,032 \text{ kg than/kg dung dịch}$$

Hay áp dụng phương trình Freundlich (H.10.26):

$$Y_2/Y_o = 0,96/9,60 = 0,10, n = 1,66.$$

Từ hình vẽ, $Y_1/Y_o = 0,344$, $Y_1 = 0,344 \times 9,6 = 3,30$

$$(10.10): \quad \frac{L_{tr1}}{G_{tr}} = \frac{Y_o - Y_1}{(Y_1/m)^{1/n}} = \frac{9,60 - 3,30}{[3,30/8,91(10^{-5})]^{1/1,66}} \\ = 0,01114 \text{ kg than/kg dung dịch vào bậc 1}$$

$$(10.11): \quad \frac{L_{tr2}}{G_{tr}} = \frac{Y_1 - Y_2}{(Y_2/m)^{1/n}} = \frac{3,30 - 0,96}{[0,96/8,91(10^{-5})]^{1/1,66}} \\ = 0,00867 \text{ kg than/kg dung dịch cho bậc 2}$$

Tổng lượng than sử dụng là:

$$(0,01114 + 0,00867)1.000 = 19,81 \text{ kg than/1000 kg dung dịch.}$$

c) Quá trình hai bậc nghịch dòng

$$Y_o = 9,6; \quad Y_2 = 0,96; \quad X_{N_p+1} = 0.$$

Đường làm việc được vẽ bằng phương pháp thử dần sao cho đạt được hai bậc. Từ điểm E trên hình vẽ, $X_1 = 675$

Phương trình (10.14):

$$L_{tr} = \frac{G_{tr}(Y_o - Y_2)}{X_1 - X_{N_p+1}} = \frac{1000(9,6 - 0,96)}{675 - 0} \\ = 12,80 \text{ kg than/1000 kg dung dịch}$$

Cách khác, dùng hình 10.26, $Y_2/Y_o = 0,96/9,60 = 0,10$; $n = 1,66$; $Y_2/Y_1 = 0,217$ và $Y_1 = Y_2/0,217 = 0,96/0,217 = 4,42$.

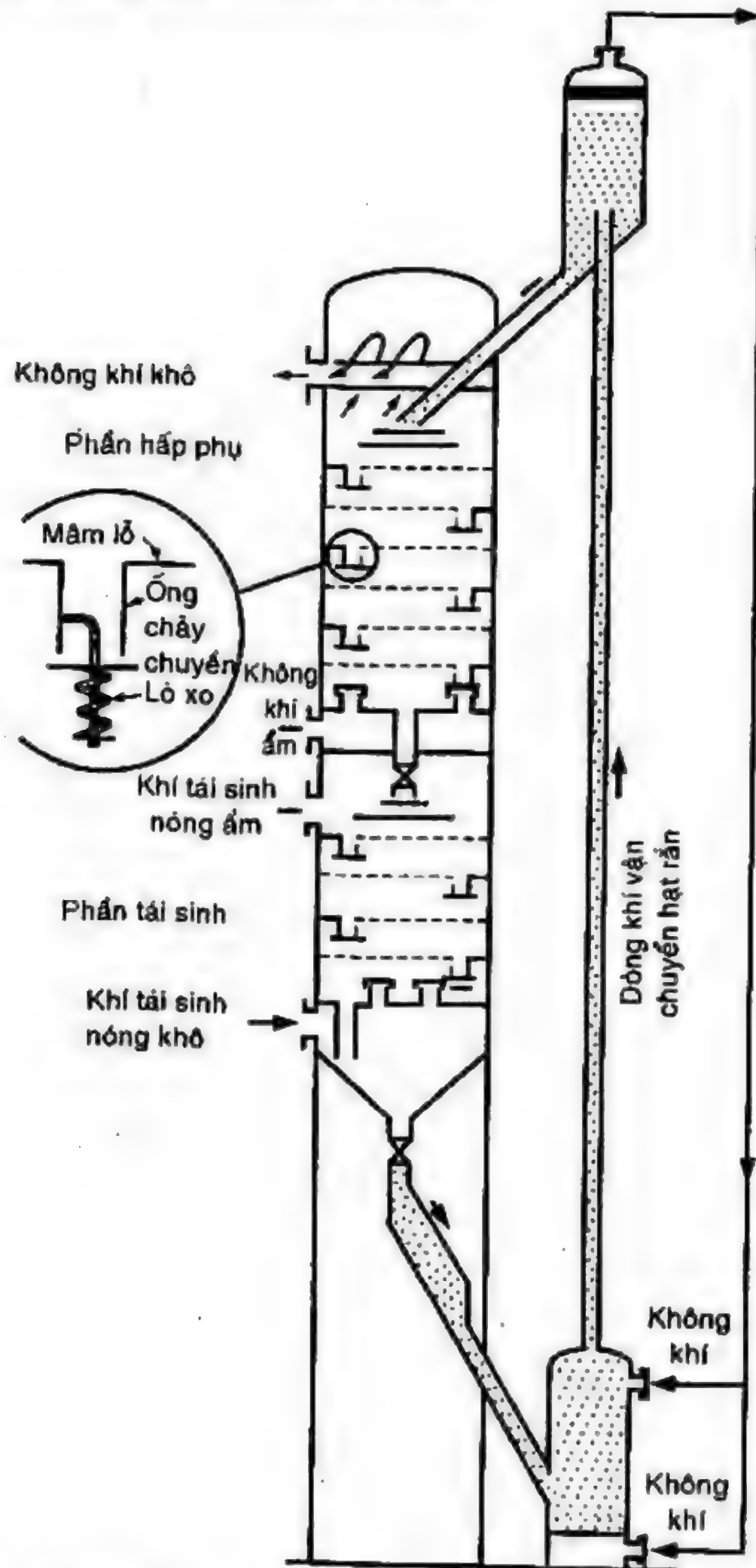
$$(10.17): \quad \frac{L_{tr}}{G_{tr}} = \frac{Y_o - Y_2}{(Y_1/m)^{1/n}} = \frac{9,6 - 0,96}{[4,42/8,91(10^{-5})]^{1/1,66}} \\ = 0,01280 \text{ kg than/kg dung dịch}$$

và $L = 0,01280 (1000) = 12,80 \text{ kg than/1000 kg dung dịch}$

10.3.5 Tầng lưu hóa để hấp phụ hơi từ một chất khí không hấp phụ

Hình 10.27 mô tả một dạng thiết bị tiêu biểu để hấp phụ một cấu tử ở pha hơi từ chất khí không hấp phụ, ví dụ dùng silicagel để làm khô không khí. Trong phần trên của tháp, silicagel tiếp xúc nghịch

dòng với dòng khí được làm khô tại các mâm xuyên lỗ, silicagel di chuyển từ mâm trên xuống mâm dưới qua ống chảy chuyển. Trong phần dưới tháp, silicagel được tái sinh bằng cách tiếp xúc tương tự như vậy với dòng khí nóng để nhả hấp và đem hơi nước ra ngoài. Silicagel khô được đưa trở lại đỉnh tháp bằng dòng khí nén.



Hình 10.27: Tầng lưu hóa thiết bị hấp phụ nhiều bậc nghịch dòng có tái sinh chất hấp phụ

Nếu quá trình hấp phụ là đẳng nhiệt, các phép tính để xác định số bậc lý tưởng sẽ giống như tính cho quá trình nhiều bậc nghịch dòng. Tuy nhiên, các thiết bị hấp phụ thường hoạt động ở điều kiện bậc nhiệt; do đó, nhiệt độ sẽ tăng đáng kể trong quá trình hấp phụ (và giảm trong quá trình nhả hấp). Vì đường cân bằng thay đổi theo số bậc nên phép tính được thực hiện cho từng bậc như trong quá trình hấp thụ. Với n bậc đầu tiên như trên hình 10.21, cân bằng cho dung chất bị hấp phụ là:

$$G_{tr}(Y_o - Y_n) = L_{tr}(X_1 - X_{n+1})$$

và cân bằng enthalpy cho quá trình bậc nhiệt là

$$G_{tr}(H_{G_o} - H_{G_n}) = L_{tr}(H_{L_1} - H_{L,n+1})$$

với: H_G - enthalpy của hỗn hợp khí-hơi, kJ/kg khí

H_L - enthalpy của chất rắn + chất bị hấp phụ, kJ/kg chất hấp phụ với nhiệt độ chuẩn là t_o :

$$H_G = C_c(t_G - t_o) + Y[C_A(t_G - t_o) + r_{A_o}]$$

với: C_c - nhiệt dung riêng của chất khí, $kJ/kg^\circ C$

C_A - nhiệt dung riêng của dung chất ở dạng hơi, $kJ/kg^\circ C$

r_{A_o} - ẩn nhiệt hóa hơi của A tại t_o , kJ/kg .

$$H_L = C_B(t_L - t_o) + X C_{A_L}(t_L - t_o) + \Delta H_A$$

với: C_B - nhiệt dung riêng của chất hấp phụ (cấu tử B), $kJ/kg^\circ C$

C_{A_L} - nhiệt dung riêng của dung chất A ở dạng lỏng, $kJ/kg^\circ C$

ΔH_A - nhiệt tích phân của quá trình hấp phụ tại nồng độ X và nhiệt độ t_o , kJ/kg chất hấp phụ.

Pha khí và pha rắn rời khỏi mỗi bậc lý tưởng sẽ cân bằng về nồng độ và nhiệt độ. Phép tính độ ẩm được sử dụng để giải quyết các phương trình trên cùng với các số liệu về cân bằng.

Ví dụ 10.3: Hỗn hợp gồm nitrogen và hơi acetone có nồng độ là 5% mol acetone ở 1 atm, được cho tiếp xúc liên tục nghịch dòng với than hấp phụ trong một tháp mâm lưu hóa nhằm giảm nồng độ acetone xuống còn 0,01% mol. Than hấp phụ đi vào tháp ở 40°C, suất lượng là 1,5 kg

than/kg nitrogen và không chứa acetone. Quá trình hấp phụ là bậc nhiệt, độ giảm áp giả sử là không đáng kể. Tính số bậc lý thuyết cần thiết.

Giải: Chọn nhiệt độ chuẩn $t_o = 30^\circ\text{C}$.

Nhiệt dung riêng (hơi acetone) $= 1,463 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$

C_{A_L} (acetone lỏng) $= 2,257 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$; C_B (than) $= 0,836 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$

C_c (nitrogen) $= 1,087 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$; $r_{A_o} = 550 \text{ kJ/kg}$. Cân bằng hấp phụ cho ở hình 10.5) và sử dụng nhiệt hấp phụ trong ví dụ 10.1.

Chọn căn bản là $G_{tr} = 1 \text{ kg}$ nitrogen, $L_{tr} = 1,5 \text{ kg}$ than. Phân tử lượng của acetone là 58,1, của nitrogen là 28.

$$Y_o = \frac{0,05}{0,95} \times \left(\frac{58,1}{28} \right) = 0,1093 \text{ kg acetone/kg N}_2$$

$$Y_{N_P} = \frac{0,0001}{0,9999} \left(\frac{58,1}{28} \right) = 0,000208 \text{ kg acetone/kg N}_2$$

$$X_{N_P+1} = 0 \text{ kg acetone/kg N}_2$$

Áp dụng (10.20) cho toàn tháp hấp phụ với $n = N_P$

$$1 (0,1093 - 0,000208) = 1,5 (X_1 - 0)$$

$$X_1 = 0,0727 \text{ kg acetone/kg than}$$

Từ ví dụ 10.1, $\Delta H_A = 4,176 \text{ kJ/kg than}$. (10.22) với dòng khí vào có ($t_G = t_o = 30^\circ\text{C}$); $H_{G_o} = 0,1093 \times 550 = 60,1 \text{ kJ/kg N}_2$. (10.23) cho dòng than vào ($t_{L,N_P+1} = 40^\circ\text{C}$); $H_{L,N_P+1} = 0,836(40 - 30) = 8,36 \text{ kJ/kg than}$.

Các phép tính có thể được bắt đầu từ mâm đáy lên. Đầu tiên cần biết nhiệt độ ra của chất rắn. Nhiệt độ này được xác định từ cân bằng enthalpy cho toàn tháp hấp phụ với một nhiệt độ dòng khí ra xác định. Giả sử $t_{G,N_P} = 52,8^\circ\text{C}$ (sẽ kiểm tra lại). Phương trình (10.22):

$$\begin{aligned} H_{G,N_P} &= 1,087(52,8 - 30) + 0,000208[1,463(52,8 - 30) + 550] \\ &= 24,9 \text{ kJ/kg N}_2 \end{aligned}$$

Phương trình (10.21) với $n = N_P$

$$1 (60,1 - 24,9) = 1,5 (H_{L_1} - 8,36); H_{L_1} = 31,83 \text{ kJ/kg than}$$

Phương trình (10.23) cho dòng chất rắn ra:

$$H_{L_1} = 31,83 = 0,836(t_{L_1} - 30) + 0,0727 \times 2,257(t_{L_1} - 30) - 4,176$$

$$t_{L_1} = 66^\circ\text{C}$$

Dòng khí rời bậc 1 cân bằng với chất rắn có $X_1 = 0,0727$; $t_{L_1} = 66^\circ\text{C}$

Từ hình 10.5 (nội suy và ngoại suy) được áp suất riêng phần cân bằng của acetone = 8,0 mmHg.

$$Y_1 = \frac{8,0}{760 - 8,0} \times \frac{58,1}{28} = 0,0221 \text{ kg acetone/kg } N_2$$

Phương trình (10.22)

$$H_{G_1} = 1,087(66 - 30) + 0,0221[1,463(66 - 30) + 550]$$

$$= 52,45 \text{ kJ/kg } N_2$$

Phương trình (10.20) với $n = 1$

$$1(0,1093 - 0,0221) = 1,5(0,0727 - X_2)$$

$$X_2 = 0,0147 \text{ kg acetone/kg than}$$

Từ ví dụ 10.1: $\Delta H_A = -0,278 \text{ kJ/kg than}$

Phương trình (10.21) với $n = 1$

$$1(60,1 - 52,45) = 1,5(31,83 - H_{L_2})$$

$$H_{L_2} = 26,73 \text{ kJ/kg than}$$

Phương trình (10.23)

$$26,73 = 0,836(t_{L_2} - 30) + 0,0147 \times 2,257(t_{L_2} - 30) - 0,278$$

$$t_{L_2} = 63^\circ\text{C}$$

Tại $X_2 = 0,0147$; $t_{L_2} = 63^\circ\text{C}$, áp suất riêng phần cân bằng của acetone là 0,6 mmHg.

$$Y_2 = \frac{0,6}{760 - 0,6} \times \frac{58,1}{28} = 0,00164 \text{ kg acetone/kg } N_2$$

Tính tương tự,

$$H_{G_2} = 37,17 \text{ kJ/kg } N_2; \quad X_3 = 0,001; \quad t_{L_3} = 51^\circ\text{C} = t_{G_3}$$

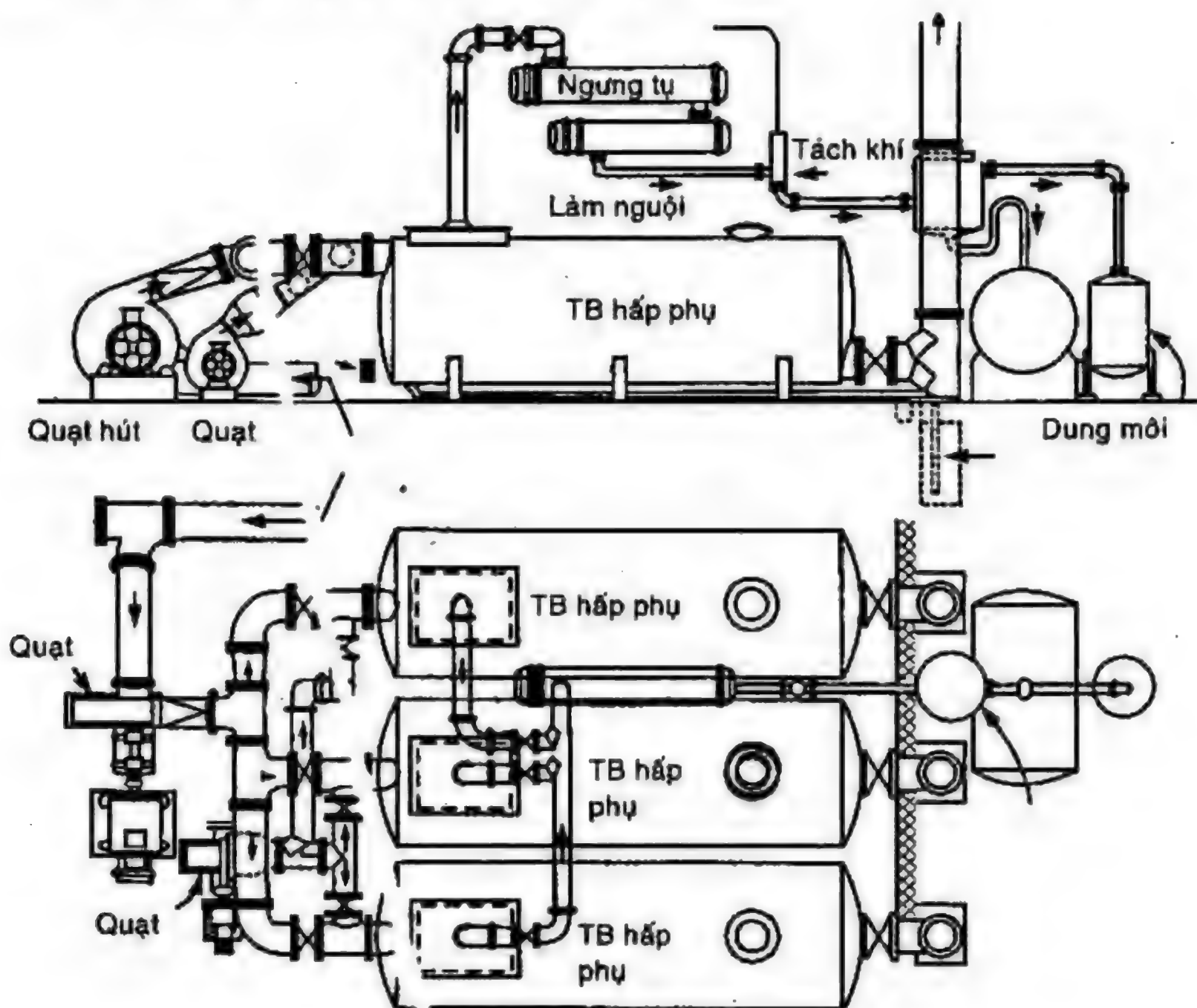
$$Y_3 = 0,000021; \quad H_{L_3} = 17,63 \text{ kJ/kg than.}$$

Dòng khí rời mâm 3 là 51°C (so với giả sử ban đầu là $52,8^\circ\text{C}$, chấp nhận được) với nồng độ acetone thấp không cần thiết. Do đó, có thể chỉ cần 2,5 mâm lý thuyết.

10.4 QUÁ TRÌNH TIẾP XÚC PHA LIÊN TỤC - HOẠT ĐỘNG KHÔNG ỔN ĐỊNH - TĂNG CỐ ĐỊNH

Đây là loại thiết bị trong đó pha lỏng hoặc khí được cho chuyển động qua tầng hạt chất hấp phụ cố định, được sử dụng trong nhiều lĩnh vực khác nhau như thu hồi hơi dung môi có giá trị từ các chất khí, khử nước trong pha khí hoặc lỏng, khử màu các loại dầu khoáng và dầu thực vật, làm tăng nồng độ của dung chất có giá trị trong dung dịch lỏng...

10.4.1 Thiết bị hấp phụ tầng cố định



Hình 10.28: Hệ thống hấp phụ hơi

Sơ đồ hệ thống thiết bị tiêu biểu được dùng để hấp phụ hơi dung môi trong dòng khí được trình bày trên hình 10.28. Các hạt chất hấp phụ được đặt trong tầng có chiều cao từ 0,3 ÷ 1,2m trên tấm đỡ có đục lỗ. Dòng khí nhập liệu được thổi từ trên xuống qua một trong hai tầng, trong khi tầng còn lại đang được tái sinh. Thường cho dòng chảy từ

trên xuống hơn là từ dưới lên vì dòng khí từ dưới lên với lưu lượng lớn có thể làm hạt chuyển động và lôi cuốn các hạt mịn. Khi nồng độ của dung chất dòng khí ra đạt đến giá trị nhất định, hay đến thời điểm định trước, các van sẽ tự động điều chỉnh dòng nhập liệu qua tầng khác và khởi động chu kỳ tái sinh.

Quá trình tái sinh thường được thực hiện bằng dòng khí tro nóng, nhưng dùng hơi nước tiện hơn nếu dung môi không tan trong nước. Hơi nước ngưng tụ trong tầng, làm tăng nhiệt độ hạt rắn và cung cấp năng lượng cho quá trình nhả hấp. Hơi dung môi được ngưng tụ, tách nước trước khi dừng lại. Tầng hạt chất hấp phụ được làm mát và sấy khô bằng khí tro.

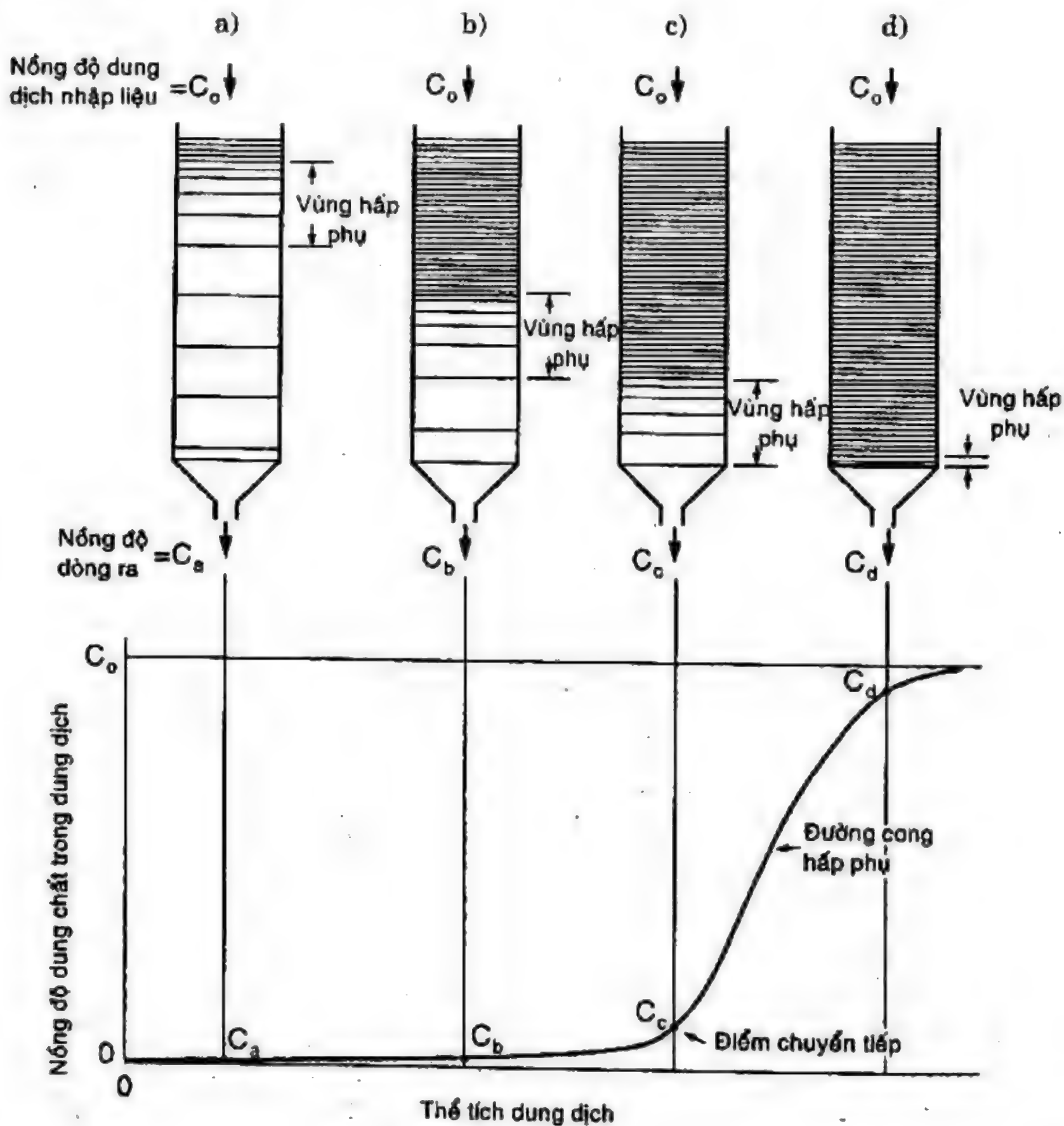
Kích thước của tầng hạt hấp phụ được xác định từ lưu lượng dòng khí và chu kỳ hấp phụ mong muốn. Thường thì tiết diện được tính để cho vận tốc biểu kiến của dòng khí từ $0,15 \div 0,45 \text{ m/s}$ với độ giảm áp từ $80 \div 400 \text{ mm}$ nước cho 1 m chiều cao tầng hạt chất hấp phụ có kích thước từ $4 \div 16 \text{ mesh}$.

Nói chung, chiều cao tầng và lưu lượng thường được chọn để chu kỳ hấp phụ từ $2 \div 24 \text{ h}$. Tầng chiều cao tầng để tăng chu kỳ hấp phụ đến vài ngày là không kinh tế. Dùng tầng có chiều cao $0,3 \text{ m}$ hoặc nhỏ hơn sẽ giảm độ giảm áp nhưng hiệu quả của quá trình phân riêng không cao và tốn nhiều năng lượng hơn để tái sinh.

10.4.2 Sóng hấp phụ

Xét hỗn hợp gồm hai cấu tử khí hoặc lỏng, trong đó cấu tử dung chất bị hấp phụ mạnh có nồng độ C_0 . Hỗn hợp được cho chuyển động qua tầng hạt chất hấp phụ nguyên chất có chiều cao tương đối lớn. Những lớp hạt trên tiếp xúc với hỗn hợp đậm đặc đi vào sẽ hấp phụ nhanh và có hiệu quả dung chất, hỗn hợp. Còn nồng độ dung chất thấp sẽ được các lớp hạt bên dưới hấp phụ triệt để. Hỗn hợp ra ở đáy tầng hạt sẽ có nồng độ dung chất không đáng kể C_a như trên hình 10.29. Sự phân bố chất bị hấp phụ trên tầng hạt được trình bày ở phần trên hình 10.29 với các đường kẻ ngang biểu diễn nồng độ tương đối của chất bị hấp phụ. Hình vẽ cho thấy các lớp hạt trên cùng đã đạt bão hòa, quá trình hấp phụ xảy ra trên một vùng tương đối hẹp trong đó nồng độ biến đổi nhanh. Nếu hỗn hợp tiếp tục cho vào tầng, vùng hấp phụ di chuyển dần xuống dưới với tốc độ chậm hơn nhiều tốc độ chuyển động qua tầng của hỗn hợp. Tại điểm b , khoảng nửa tầng hạt đã bão

hòa dung chất nhưng nồng độ dung chất trong hỗn hợp ra khỏi tầng vẫn gần bằng không C_b . Tại điểm c , vùng hấp phụ đã đến đáy tầng, nồng độ dung chất trong hỗn hợp ra khỏi tầng tăng đột ngột đến C_c . Nồng độ dung chất trong hỗn hợp ra khỏi tầng tiếp tục tăng nhanh và khi vùng hấp phụ qua khỏi đáy tầng thì nồng độ đạt đến giá trị ban đầu C_o tại d . Đến đây toàn bộ tầng xem như đã đạt cân bằng với dòng nhập liệu.



Hình 10.29: Sóng hấp phụ

Nếu quá trình hấp phụ hơi từ một hỗn hợp khí xảy ra bậc nhiệt theo cách trên, nhiệt hấp phụ phát ra sẽ tạo nên một sóng nhiệt độ di

chuyển qua tầng tương tự như sóng hấp phụ, và theo dõi nhiệt độ tại đầu ra của tầng sẽ xác định được sơ bộ điểm tăng nồng độ dung chất trong dòng khí ra. Với quá trình hấp phụ dung chất trong chất lỏng, sự tăng nhiệt độ tương đối nhỏ.

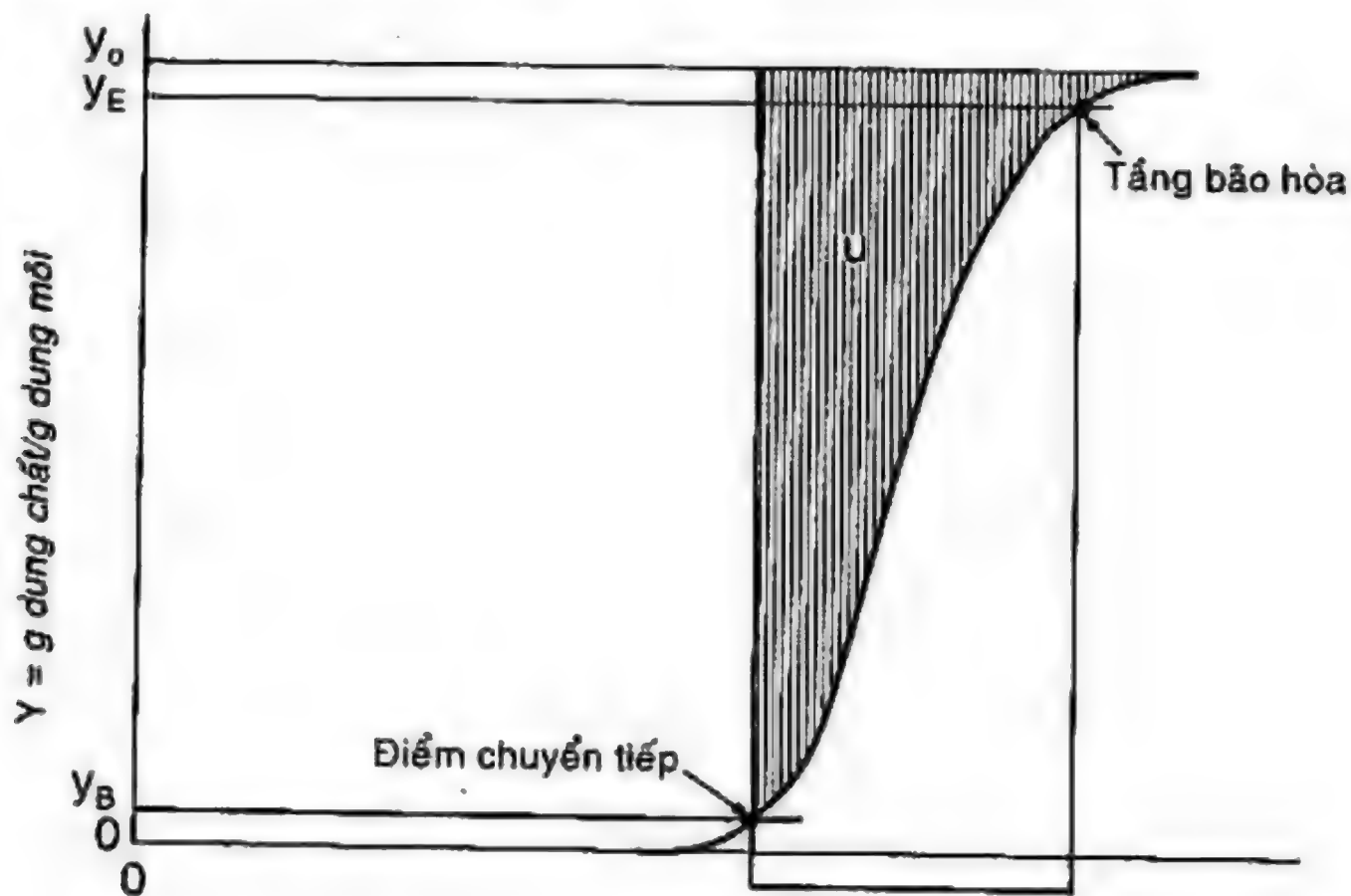
Dạng đường biểu diễn nồng độ dung chất trong dòng ra và thời gian đạt đến điểm tăng nồng độ có ảnh hưởng nhiều lên phương pháp điều hành thiết bị hấp phụ tầng cố định. Nói chung đường cong có dạng chữ S, tuy nhiên độ dốc phụ thuộc vào các điều kiện cụ thể của hệ. Tốc độ và cơ chế của quá trình hấp phụ, bản chất của cân bằng hấp phụ, vận tốc lưu chất, nồng độ của dung chất trong nhập liệu, chiều cao của tầng, tất cả các yếu tố này tạo nên dạng đường cong sóng hấp phụ cho một hệ bất kỳ. Nói chung, thời gian đạt đến điểm tăng nồng độ trong dòng ra sẽ giảm khi giảm chiều cao tầng, tăng kích thước hạt chất hấp phụ, tăng tốc độ chuyển động của lưu chất qua tầng, tăng nồng độ đầu của dung chất trong nhập liệu. Có một chiều cao tầng tối thiểu mà dưới giá trị này nồng độ của dung chất trong dòng ra sẽ tăng nhanh khi dòng ra vừa xuất hiện. Do đó, khi thiết kế thiết bị hấp phụ, ta cần phải xác định đường cong sóng hấp phụ bằng thực nghiệm trong những điều kiện tương tự như của thực tế.

10.4.3 Tốc độ hấp phụ trong tầng cố định

Để thiết kế thiết bị hấp phụ tầng cố định và xác định khoảng thời gian giữa hai lần tái sinh chất hấp phụ, ta cần phải có đường cong sóng hấp phụ và thời gian đạt đến điểm tăng nồng độ dung chất trong dòng ra. Do điều kiện hoạt động không ổn định của tầng cố định và có nhiều yếu tố ảnh hưởng đến quá trình hấp phụ nên các phép tính như vậy rất khó cho trường hợp tổng quát. Phép tính đơn giản sau đây của Michael chỉ sử dụng giới hạn cho trường hợp hấp phụ đẳng nhiệt từ hỗn hợp nhập liệu loãng, có đường cân bằng hấp phụ đẳng nhiệt là lõm về phía trục nồng độ hỗn hợp, vùng hấp phụ có chiều cao không đổi khi di chuyển qua tầng và chiều cao của tầng hạt chất hấp phụ là lớn so với chiều cao của vùng hấp phụ. Các ứng dụng trong công nghiệp thường rơi vào trường hợp giới hạn này. Sau đây, ta thiết lập phương trình cho trường hợp hấp phụ từ hỗn hợp khí; với hỗn hợp lỏng cũng tương tự.

Xét đường cong sóng hấp phụ lý tưởng như hình 10.28. Suất lượng dòng khí trơ chuyển động qua một đơn vị tiết diện tầng là G_r , $kg/h.m^2$ với nồng độ dung chất ban đầu là Y_o , kg dung chất/ kg khí trơ. Suất lượng tổng cộng dòng khí ra khỏi tầng không kể dung chất sau một

thời điểm bất kỳ là W , kg/m^2 tiết diện tầng. Đặt Y_B là nồng độ tại đó đường cong sóng hấp phụ bắt đầu tăng nồng độ, Y_E là nồng độ bất kỳ gần bằng giá trị nồng độ đầu, W_B và W_E lần lượt là khối lượng tổng cộng dòng ra tương ứng. Tổng khối lượng tích lũy dòng ra trong khoảng tăng nồng độ là $W_a = W_E - W_B$. Vùng hấp phụ có chiều cao không đổi $Z_a(m)$, tương ứng với chiều cao tầng trong đó đạt được sự biến đổi nồng độ pha khí từ Y_B đến Y_E



Hình 10.30: Đường cong sóng hấp phụ lý tưởng

Đặt θ_a là thời gian cần thiết để vùng hấp phụ di chuyển hết bậc đường bằng chiều cao của vùng:

$$\theta_a = \frac{W_a}{G_{tr}} \quad (10.24)$$

θ_E là thời gian cần thiết để thiết lập vùng hấp phụ và di chuyển ra khỏi tầng:

$$\theta_E = \frac{W_a}{G_{tr}} \quad (10.25)$$

Nếu chiều cao của tầng hấp phụ là $Z(m)$, và nếu θ_F là thời gian cần thiết để thiết lập vùng hấp phụ thì chiều cao vùng hấp phụ là

$$\theta_E = Z \cdot \frac{\theta_a}{\theta_E - \theta_F} \quad (10.26)$$

Lượng dung chất được hấp phụ từ pha khí trong vùng hấp phụ từ Y_B (bắt đầu tăng nồng độ) đến Y_E (ngừng quá trình) là U , *kg dung chất/m²* tiết diện tầng được cho bởi phần diện tích gạch chéo trên hình 10.30:

$$U = \int_{W_B}^{W_E} (Y_o - Y) dW \quad (10.27)$$

Tuy nhiên, nếu tất cả chất hấp phụ trong vùng là bão hòa với dung chất, nó sẽ chứa $Y_o W_a$ *kg dung chất/m²*. Như vậy, tại điểm bắt đầu tăng nồng độ, vùng còn trong tầng, khả năng hấp phụ dung chất còn là:

$$f = \frac{U}{Y_o W_a} = \frac{\int_{W_B}^{W_E} (Y_o - Y) dW}{Y_o W_a} \quad (10.28)$$

Nếu $f = 0$, chất hấp phụ đạt bão hòa với dung chất, thời gian thành lập vùng hấp phụ tại đỉnh tầng θ_F sẽ bằng với thời gian cần thiết để vùng chuyển động qua một bậc bằng bản thân chiều cao vùng. Mặt khác, nếu $f = 1,0$, chất hấp phụ trong vùng là nguyên chất, thời gian thành lập vùng là rất ngắn. Các giới hạn này cho ta mối liên hệ:

$$\theta_F = (1-f)\theta_a \quad (10.29)$$

Phương trình (10.26) và (10.29) cho:

$$Z_a = Z \frac{\theta_a}{\theta_E - (1-f)\theta_a} = Z \frac{W_a}{W_E - (1-f)W_a} \quad (10.30)$$

Nếu chiều cao tầng là $Z(m)$, tiết diện bằng 1 đơn vị diện tích sẽ chứa $Z\rho_s$ *kg* chất hấp phụ với ρ_s là khối lượng riêng xốp của chất hấp phụ. Nếu khối hạt chất hấp phụ này bão hòa với chất bị hấp phụ tại nồng độ X_T thì khối lượng chất bị hấp phụ sẽ là $Z\rho_s X_T$ (*kg*).

Tại điểm bắt đầu tăng nồng độ, chiều cao vùng hấp phụ Z_a vẫn còn nằm trong đáy tầng, nhưng chiều cao còn lại của tầng $Z - Z_a$ thì đã bão hòa, dung chất bị hấp phụ là $(Z - Z_a)\rho_s X_T + Z_a\rho_s(1-f)X_T$.

Vậy độ bão hòa của tầng tại điểm tăng nồng độ là:

$$\frac{(Z - Z_a)\rho_s X_T + Z_a\rho_s(1-f)X_T}{Z\rho_s X_T} = \frac{Z - fZ_a}{Z} \quad (10.31)$$

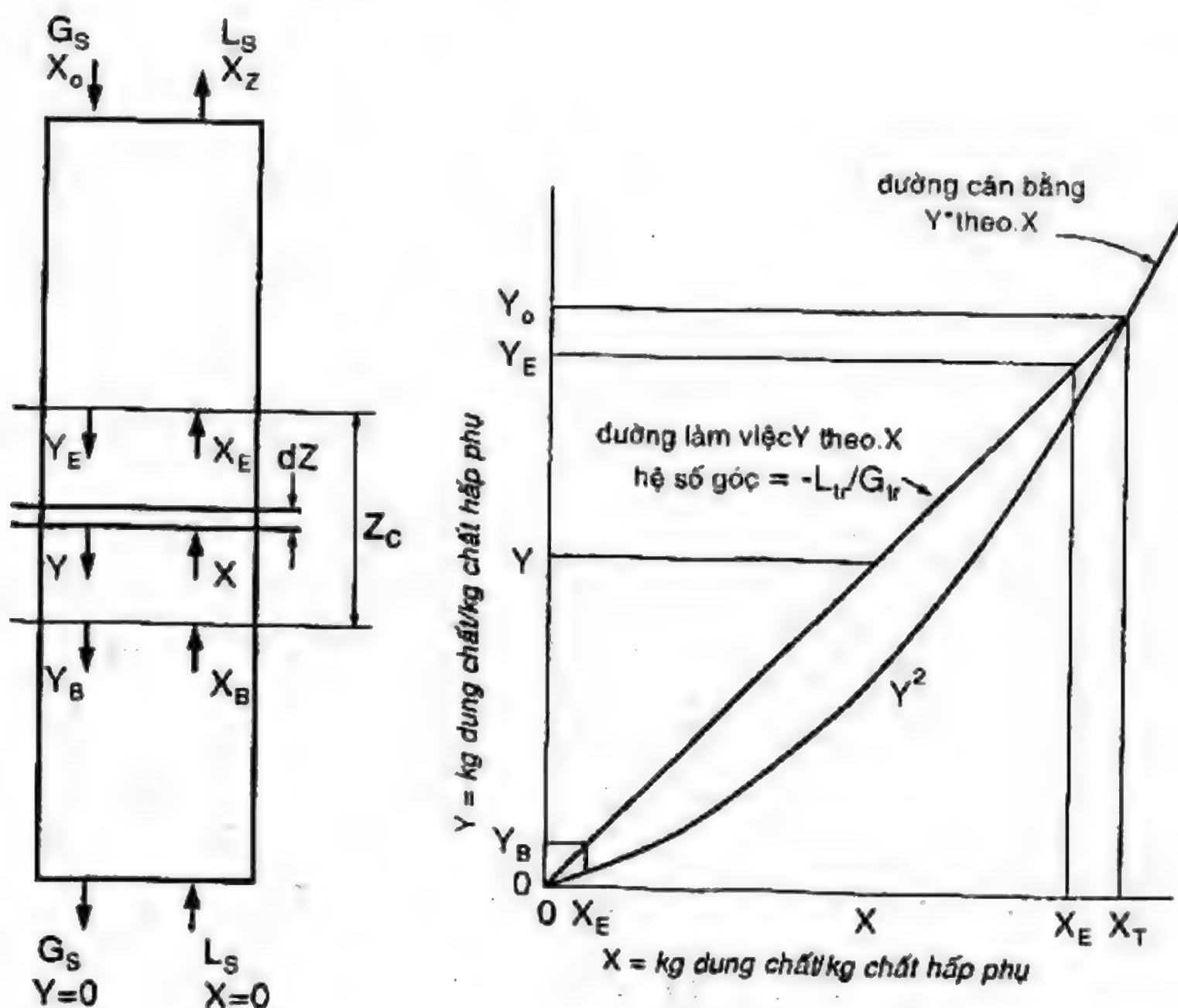
Trong tầng cố định, vùng hấp phụ chuyển động qua tầng từ trên xuống dưới. Tuy nhiên, ta tưởng tượng chất hấp phụ di chuyển lên trên, nghịch chiều với dòng lưu chất, với vận tốc sao cho vùng hấp phụ nằm cố định bên trong tầng như hình 10.31. Ở đây chất rắn rời đỉnh tầng cân bằng pha với dòng khí vào tháp và, như vậy, tất cả dung chất trong dòng khí đều đã bị hấp phụ, điều này đòi hỏi tháp cao vô cực. Đường làm việc cho toàn bộ tháp là:

$$G_{tr}(Y_o - 0) = L_{tr}(X_T - 0) \quad (10.32)$$

hay
$$\frac{L_{tr}}{G_{tr}} = \frac{Y_o}{X_T} \quad (10.33)$$

Vì đường làm việc đi qua điểm gốc tọa độ (H.10.31b) nên tại một vị trí bất kỳ trong tầng nồng độ của dung chất trong pha khí Y và trong pha rắn X liên hệ với nhau qua biểu thức

$$G_{tr}Y = L_{tr}X \quad (10.34)$$



Hình 10.31: Vùng hấp phụ

Trên một khoảng chiều cao vi cấp của tầng dZ , tỉ số hấp phụ là:

$$G_{tr} dY = K_Y a_p (Y - Y^*) dZ \quad (10.35)$$

Do đó, tính cho vùng hấp phụ là

$$N_{tOG} = \int_{Y_B}^{Y_E} \frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{Z_a}{H_{tOG}} = \frac{Z_a}{G_{tr}/K_Y a_p} \quad (10.36)$$

với N_{tOG} là số đơn vị truyền khối tổng quát của pha khí trong vùng hấp phụ. Với một giá trị Z bất kỳ nhỏ hơn Z_a , giả sử H_{tOG} không đổi:

$$\frac{Z_{\text{tại } Y}}{Z_a} = \frac{W - W_B}{W_a} = \frac{\int_{Y_B}^Y dY/(Y - Y^*)}{\int_B^{Y_E} dY/(Y - Y^*)} \quad (10.37)$$

Phương trình (10.37) cho ta vẽ được đường cong sóng hấp phụ bằng cách lấy tích phân bằng đồ thị. Phương trình trên áp dụng với $K_Y a_p$ và H_{tOG} là không đổi với a_p là diện tích bề mặt riêng của hạt, m^2/m^3 tầng hạt. Ví dụ 10.4 áp dụng các phương trình trên vào một trường hợp tiêu biểu như sau.

Ví dụ 10.4: Không khí ở 27°C ; 1 atm có độ ẩm là $0,00267 \text{ kg ẩm/kg kkk}$ được làm khô bằng cách cho qua một tầng hạt cố định silica gel. Chiều cao của tầng là $0,6 \text{ m}$. Suất lượng biểu kiến của dòng khí thổi qua tầng là $470 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$ và quá trình hấp phụ giả sử là đẳng nhiệt. Điểm bắt đầu tăng nồng độ là khi dòng khí ra có độ ẩm là $0,0001 \text{ kg ẩm/kg kkk}$ và tầng sẽ ngừng hoạt động khi độ ẩm của dòng khí ra là $0,0024 \text{ kg ẩm/kg kkk}$.

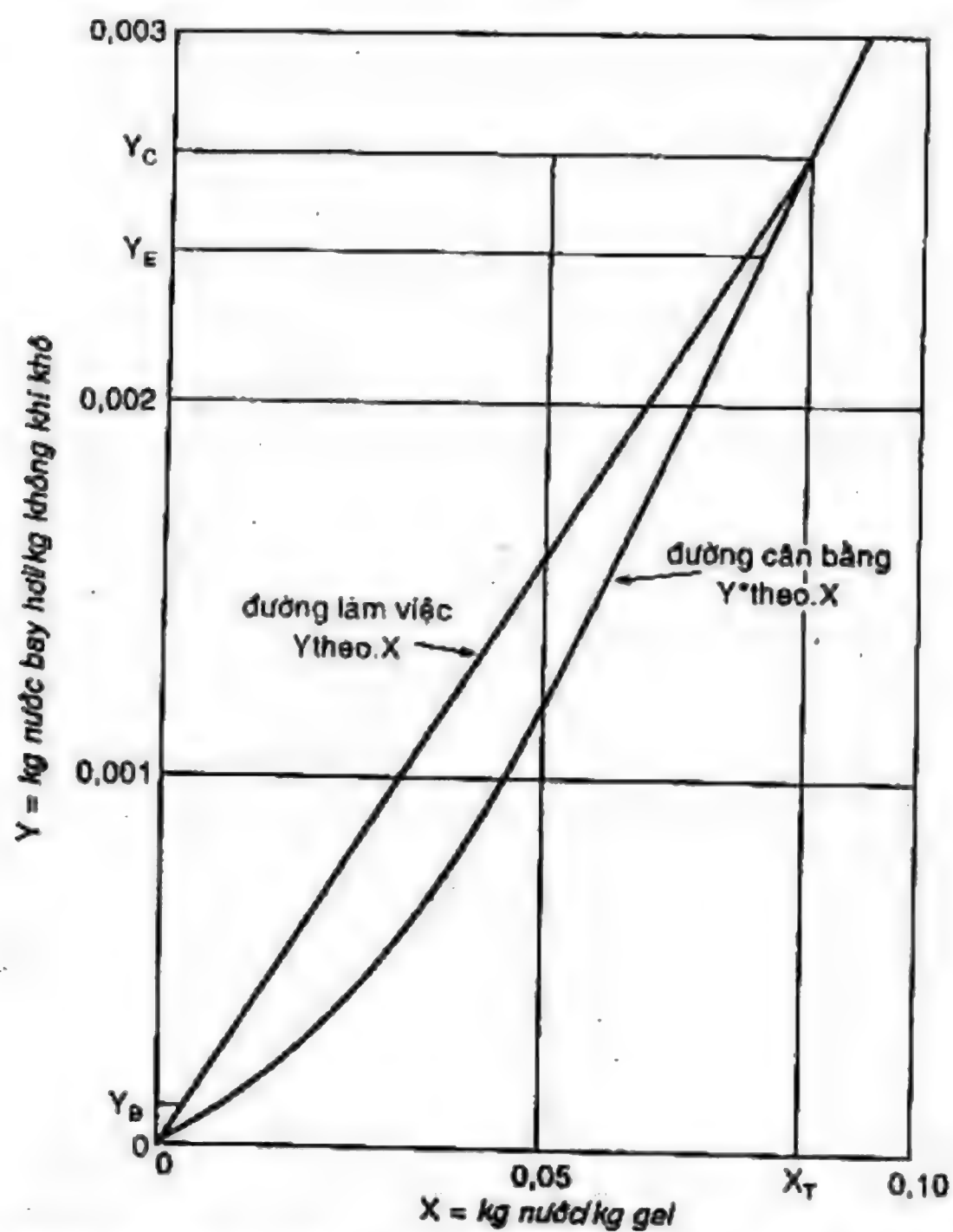
Hệ số truyền khối trong trường hợp này đối với dòng khí có độ ẩm thấp là:

$$k_Y a_p = 1265 \cdot G'^{0,55} \text{ kg H}_2\text{O/h} \cdot \text{m}^3 \cdot (\Delta Y)$$

$$k_s a_p = 3506,6 \text{ kg H}_2\text{O/h} \cdot \text{m}^3 \cdot (\Delta X)$$

với G' là suất lượng của pha khí qua một đơn vị tiết diện, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{h}$. Silica gel có khối lượng riêng xốp là $791,8 \text{ kg/m}^3$, đường kính trung bình của hạt là $1,72 \text{ mm}$, diện tích bề mặt ngoài của hạt là $2,15 \text{ m}^2/\text{kg}$. Ước tính thời gian cần thiết để đạt đến điểm tăng nồng độ.

Giải: Số liệu cân bằng được vẽ lên hình 10.32. Silica gel lúc đầu khô hoàn toàn và dòng khí ra lúc đầu có độ ẩm rất thấp xem như khô, do đó đường làm việc đi qua gốc tọa độ. Đường làm việc được vẽ đến giao điểm của đường cân bằng tại $Y_0 = 0,00267 \text{ kg nước/kg kk}$; $Y_B = 0,0001$; $Y_E = 0,0024 \text{ kg nước/kg kkk}$.

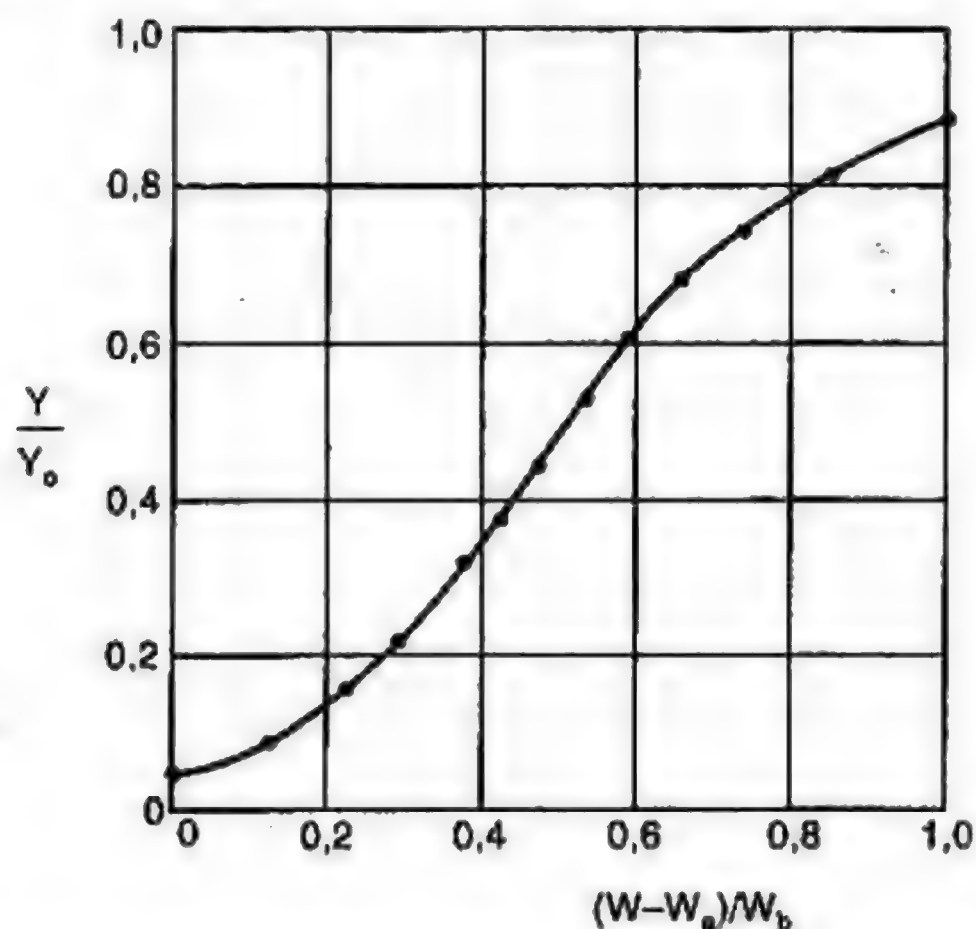


Hình 10.32: Đường cân bằng - đường làm việc cho ví dụ 10.4

Bảng 10.1

Y kg H_2O /kg không khí khô	Y^* kg H_2O /kg không khí khô	$\frac{1}{Y - Y^*}$	$\int_B^Y \frac{dY}{Y - Y^*}$	$\frac{W - W_B}{W_a}$	$\frac{Y}{Y_o}$
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)
$Y_S = 0,0001$	0,00003	14.300	0	0	0,0374
0,0002	0,00007	7.700	1,100	0,1183	0,0749
0,0004	0,00016	4.160	2,219	0,2365	0,1498
0,0006	0,00027	3.030	2,930	0,314	0,225
0,0008	0,00041	2560	3,487	0,375	0,300
0,0010	0,00057	2325	3,976	0,427	0,374
0,0012	0,000765	2300	4,438	0,477	0,450
0,0014	0,000995	2470	4,915	0,529	0,525
0,0016	0,00123	2700	5,432	0,584	0,599
0,0018	0,00148	3130	6,015	0,646	0,674
0,0020	0,00175	4000	6,728	0,723	0,750
0,0022	0,00203	5880	7,716	0,830	0,825
$Y_E = 0,0024$	0,00230	10.000	9,304	1,000	0,899

Trong bảng trên đây, cột 1 liệt kê một số giá trị Y trên đường làm việc giữa Y_B và Y_E , cột 2 là các giá trị Y^* tương ứng có cùng trị số X . Từ các giá trị này tính được các giá trị của cột 3. Vẽ đường biểu diễn cột 3 theo cột 1 (không có hình) và lấy tích phân bằng đồ thị giữa mỗi giá trị của Y trong bảng và cho ta giá trị của cột 4 là số đơn vị truyền khối tương ứng với mỗi giá trị của Y (ví dụ diện tích bên dưới đường cong giữa $Y = 0,0012$ với $Y = 0,0001$ bằng 4,438). Số đơn vị truyền khối tổng cộng tương ứng với vùng hấp phụ là 9,304 phù hợp với phương trình (10.36).



Hình 10.33: Đường cong sóng hấp phụ cho ví dụ 10.4

Chia mỗi giá trị của cột 4 cho 9,304 ta được các giá trị của cột 5 phù hợp với phương trình (10.37).

Cột 6 là giá trị của tỉ số với mỗi giá trị Y trong cột 1.

Vẽ các giá trị của cột 6 theo các giá trị của cột 5 cho ta dạng không thứ nguyên của đường cong sóng hấp phụ giữa W_B và W_E (H.10.31).

Phương trình (10.31) được viết lại là

$$f = \frac{\int_{W_B}^{W_E} (Y_0 - Y) dW}{Y_0 W_0} = \int_0^{1.0} \left(1 - \frac{Y}{Y_0}\right) d \frac{W - W_B}{W_0}$$

từ đó, ta thấy f bằng toàn bộ diện tích bên trên đường cong (H.10.32) cho đến $Y/Y_0 = 1,0$. Tích phân bằng đồ thị $f = 0,530$.

Tốc độ truyền khối xác định được là với $G' = 470 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$;

$$k_Y a_p = 1265 \times 470^{0,55} = 37303 \text{ kg nước/h.m}^3 \Delta Y$$

và $k_S a_p = 3506,6 \text{ kg nước/h.m}^3 \cdot (\Delta X)$

Từ hình 10.30: $X_T = 0,0858 \text{ kg nước/kg silica gel}$.

Phương trình (10.33): $L_{tr} = \frac{Y_o G_{tr}}{X_T} = \frac{0,00267 \times 470}{0,0858} = 14,6 \text{ kg}$

Hệ số góc trung bình của đường cân bằng là:

$$\frac{\Delta Y}{\Delta X} = 0,0185 \text{ như vậy } \frac{m G_{tr}}{L_{tr}} = 0,0185 \times \frac{470}{14,6} = 0,595$$

Ta có phương trình để tính chiều cao đơn vị truyền khối cho quá trình tiếp xúc pha liên tục

$$\frac{G_{tr}}{K_Y a_p} = \frac{G_{tr}}{k_Y a_p} + \frac{m G_{tr}}{L_{tr}} \cdot \frac{L_{tr}}{k_S a_p} \text{ và } H_{tOG} = H_{tG} + \frac{m G_{tr}}{L_{tr}} H_{tS}$$

$$H_{tG} = \frac{G_{tr}}{k_Y a_p} = \frac{470}{37303} = 0,0126 \text{ m}$$

$$H_{tS} = \frac{L_{tr}}{k_S a_p} = \frac{14,6}{3506,6} = 0,00416 \text{ m}$$

$$H_{tOG} = 0,0126 + 0,595 \times 0,00416 = 0,0150 \text{ m}$$

Phương trình (10.36):

$$Z_a = N_{tOG} \cdot H_{tOG} = 9,304 \times 0,0150 = 0,140 \text{ m}$$

Chiều cao của tầng là $Z = 0,6 \text{ m}$. Do đó theo (10.31)

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Độ bão hòa của} \\ \text{tầng tại điểm bắt} \\ \text{đầu tăng nồng độ} \end{array} \right. = \frac{(0,6 - 0,53) \times 0,14}{0,6} = 0,876 \text{ hay } 87,6\%$$

Tầng chứa $0,6 \text{ m}^3 \text{ gel/m}^2$ tiết diện, khối lượng riêng xốp là $791,8 \text{ kg/m}^3$, khối lượng gel trong tầng là $0,6 \times 791,8 = 475,08 \text{ kg/m}^2$. Với độ bão hòa đạt được 87,6% cân bằng với dòng khí vào, silica gel chứa $475,08 \times (0,876) \times 0,0858 = 35,7 \text{ kg/m}^2$ tiết diện.

Không khí đưa vào tầng $0,00267 \times 470 = 1,255 \text{ kg/h.m}^2$, như vậy điểm tăng nồng độ tại $35,7/1,225 = 28,45 \text{ h}$ sau khi bắt đầu đưa dòng

khí vào, và $W_B = 470 \times 28,45 = 13370,8 \text{ kg không khí/m}^2 \text{ tiết diện}$. Nếu toàn bộ tầng cân bằng với dòng khí vào thì lượng nước đã được hấp phụ là $475,08 \times (0,0858) = 40,76 \text{ kg/m}^2$ và:

$$U = 40,76 - 35,7 = 5,06 \text{ kg/m}^2 = \text{khả năng hấp phụ còn lại của tầng}$$

Do đó:

$$W_A = \frac{U}{fY_o} = \frac{5,06}{0,53} \times 0,00267 = 3575,7 \text{ kg không khí/tiết diện}$$

10.5 TRAO ĐỔI ION

Quá trình trao đổi ion chủ yếu là các phản ứng hóa học đối chỗ giữa một chất điện giải trong dung dịch và một chất điện giải không tan được cho tiếp xúc với dung dịch. Cơ chế của quá trình trao đổi ion rất giống với cơ chế của quá trình hấp phụ và có thể xem như là trường hợp đặc biệt của quá trình hấp phụ.

10.5.1 Nguyên lý của quá trình

Những chất rắn trao đổi ion phải có độ xốp, có trong tự nhiên hoặc tổng hợp có chứa silica, zeolit, chẳng hạn như $\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 4\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$. Các ion mang điện tích dương trong dung dịch có khả năng khuếch tán qua lỗ xốp để trao đổi với ion Na^+ của chất rắn. Quá trình gọi là trao đổi cation. Ví dụ:



với R là chất còn lại trong zeolit. Theo cách này, nước "cứng" có nồng độ ion Ca^{2+} cao sẽ được làm mềm bằng cách cho tiếp xúc với zeolit. Ion Na^+ sẽ thế chỗ của Ca^{2+} trong dung dịch và ion Ca^{2+} bị giữ lại trong chất rắn. Phản ứng có tính thuận nghịch, chất rắn khi đã bão hòa Ca^{2+} có thể được tái sinh bằng cách cho tiếp xúc với dung dịch muối:



Năm 1935, người ta đã sản xuất được loại nhựa trao đổi ion như các loại nhựa polymer tổng hợp không tan có chứa các nhóm sulfonic, carboxylic hay phenolic. Phản ứng trao đổi ion có dạng:



và các cation khác nhau sẽ trao đổi ion với nhựa ở những mức độ khác nhau. Tương tự, các loại nhựa polymer không tan chứa nhóm amin và các anion được dùng để trao đổi với anion trong dung dịch. Cơ chế trao đổi ion trong trường hợp này không đơn giản như trong trường hợp trao đổi cation. Ví dụ:



trong đó RNH_3 biểu diễn phần cation cố định của nhựa.

Khi bão hòa, các loại nhựa trao đổi anion sẽ được tái sinh bằng cách cho tiếp xúc với dung dịch kiềm. Loại nhựa trao đổi ion có nhiều loại khác nhau với khả năng trao đổi khác nhau, thường ở dạng hạt mịn kích thước từ $16 \div 325 \text{ mesh}$. Hạt nhựa có thể xem như là hạt hình cầu.

Tất cả các kỹ thuật sử dụng quá trình hấp phụ đều có thể sử dụng cho quá trình trao đổi ion. Như vậy, ta có các quá trình xử lý dung dịch gián đoạn, hay theo từng bậc, tầng lưu hóa hay tầng cố định, quá trình liên tục nghịch dòng. Trong đó, tầng cố định được sử dụng nhiều nhất.

10.5.2 Cân bằng của quá trình

Cân bằng của quá trình trao đổi ion giữa các hạt nhựa và dung dịch được mô tả bằng các đường đẳng nhiệt như trong quá trình hấp phụ. Ngoài ra có thể sử dụng các phương trình thực nghiệm như phương trình Freundlich, hoặc áp dụng các phương trình tác dụng khối lượng vào phản ứng trao đổi. Ví dụ với phản ứng trao đổi cation:



hằng số định luật tác dụng khối lượng là:

$$\alpha = \frac{[\text{R}-\text{Na}^+]_{\text{rắn}} [\text{H}^+]_{\text{dd}}}{[\text{R}-\text{H}^+]_{\text{rắn}} [\text{Na}^+]_{\text{dd}}} = \left[\frac{\text{Na}^+}{\text{H}^+} \right]_{\text{rắn}} \left[\frac{\text{H}^+}{\text{Na}^+} \right]_{\text{dd}} \quad (10.38)$$

Đại lượng được xem như biểu diễn cho độ hấp phụ tương đối, trong trường hợp này là độ hấp phụ tương đối của Na^+ so với H^+ . Vì dung dịch và chất rắn ở trạng thái trung hòa điện trong suốt quá trình trao đổi nên ta có thể viết:

$$\alpha = \frac{X}{X_0 - X} \cdot \frac{C_0 - C^*}{C^*} = \frac{X/X_0}{1 - X/X_0} \cdot \frac{1 - C^*/C_0}{C^*/C_0}$$

Trong trường hợp này C_0 là nồng độ đầu của Na^+ và H^+ trong dung dịch và, do đó, là tổng nồng độ của hai ion tại thời điểm bất kỳ.

C^* là nồng độ Na^+ cân bằng sau khi trao đổi, X là nồng độ cân bằng của Na^+ trong chất rắn và X_0 là nồng độ nếu tất cả H^+ được thay bằng Na^+ . Tất cả các nồng độ được biểu diễn theo đương lượng cho mỗi đơn vị thể tích hoặc khối lượng. Tổng quát cho một hệ bất kỳ, độ hấp phụ tương đối α tại một nhiệt độ xác định thay đổi theo tổng nồng độ cation C_0 trong dung dịch và theo C . Trong một số trường hợp, α không đổi theo C tại một giá trị không đổi C_0 .

10.5.3 Tốc độ quá trình trao đổi ion

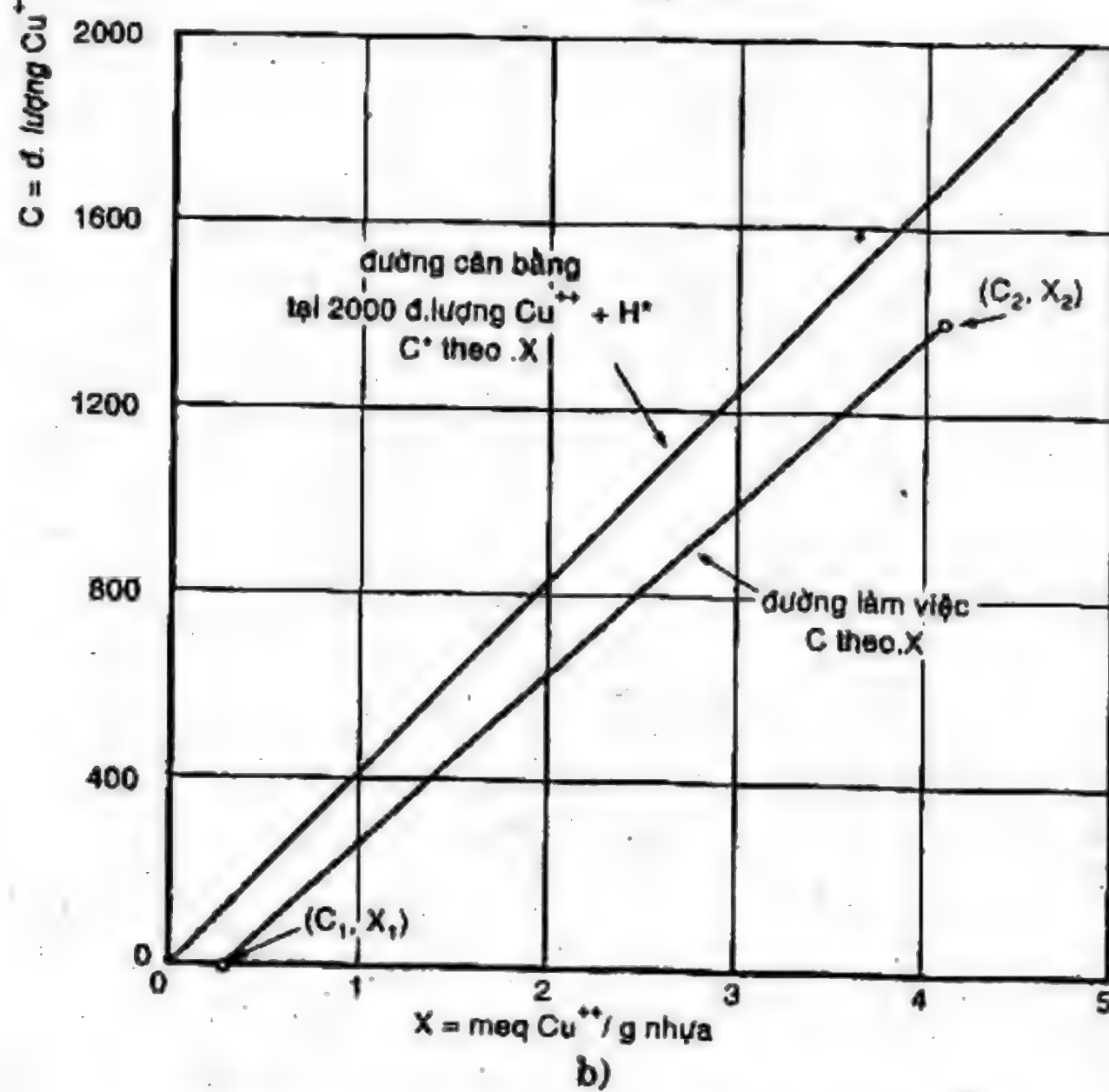
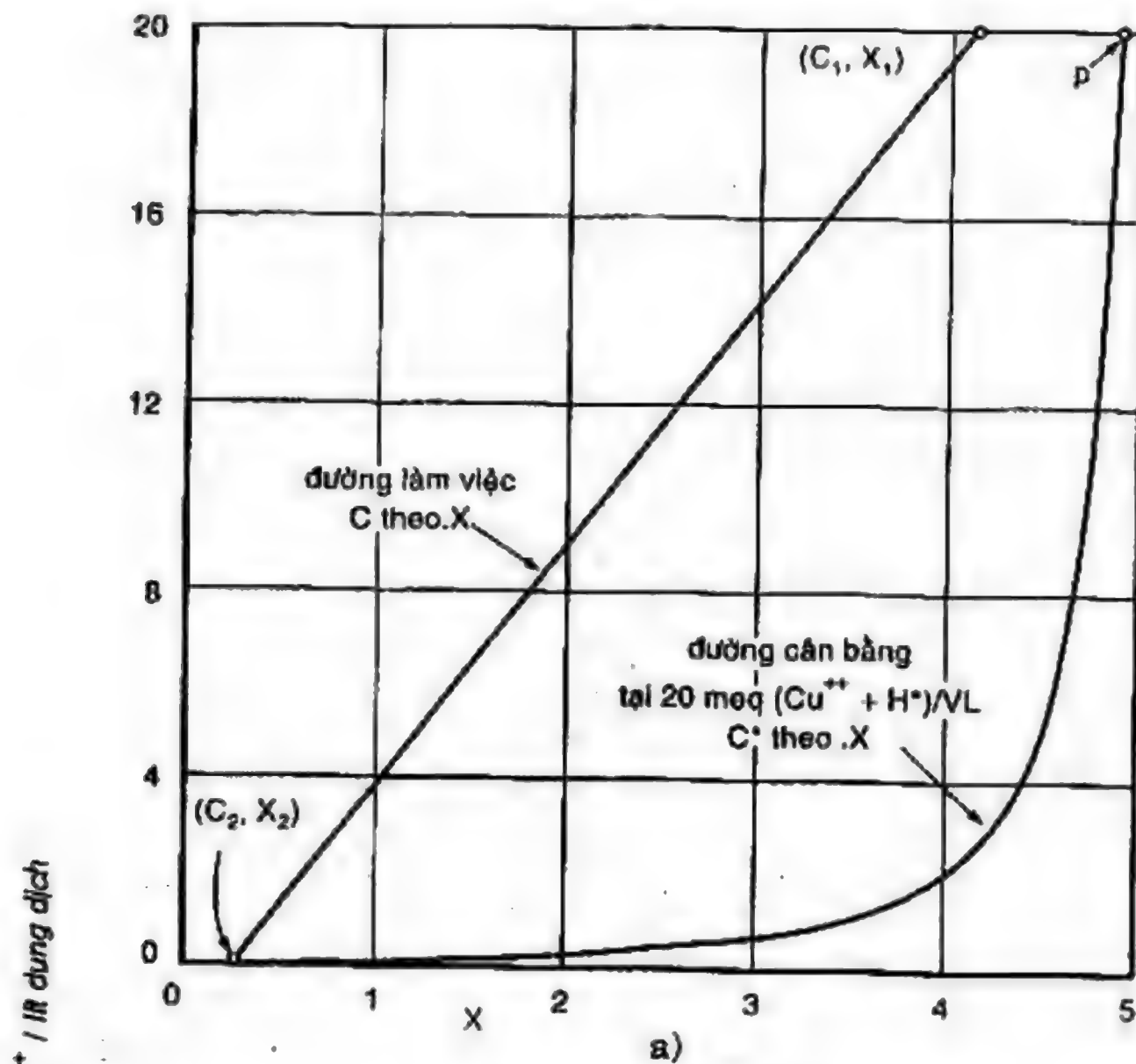
Như quá trình hấp phụ, tốc độ trao đổi ion tùy thuộc trên tốc độ của các quá trình thành phần sau:

- 1- Khuếch tán của các ion từ trong pha lỏng đến bề mặt của hạt rắn
- 2- Khuếch tán của ion qua chất rắn đến mặt trao đổi
- 3- Trao đổi các ion
- 4- Khuếch tán của các ion được thay thế ra ngoài bề mặt hạt rắn
- 5- Khuếch tán của các ion được thay thế từ bề mặt hạt rắn vào pha lỏng.

Trong một số trường hợp, quá trình 3 có thể là quá trình kiểm soát, nhưng trong các trường hợp khác tốc độ phản ứng rất nhanh so với tốc độ khuếch tán. Tốc độ khuếch tán có thể được biểu diễn theo các hệ số truyền khối thích hợp cho quá trình khuếch tán nghịch dòng qua pha rắn và pha lỏng và thường là trở lực khuếch tán qua pha lỏng là yếu tố kiểm soát.

Trong những trường hợp phản ứng trao đổi là rất nhanh so với tốc độ truyền khối, thiết kế thiết bị trao đổi ion khi đó giống như thiết kế thiết bị hấp phụ với sự thay đổi đơn vị phù hợp với các đại lượng.

Ví dụ 10.5: Một loại hạt nhựa trao đổi ion được dùng để thu hồi và làm đậm đặc đồng trong một dung dịch loãng. Nhập liệu là dung dịch sulfat đồng có nồng độ 20 đ.l.mg (đương lượng) Cu^{++}/l , suất lượng 37850 l/h. Quá trình được thực hiện liên tục: Dung dịch và hạt nhựa tái sinh di chuyển nghịch chiều qua một tháp thẳng đứng, trong đó 99% Cu^{++} trong nhập liệu sẽ được trao đổi, các hạt nhựa được tái sinh trong tháp thứ hai bằng cách cho tiếp xúc nghịch dòng với dung dịch H_2SO_4 2N. Số liệu cân bằng của quá trình do Selke và Bliss thực hiện.



Hình 10.34: Lời giải cho ví dụ 10.5
a) Thu hồi trên nhựa; b) Tái sinh nhựa

Thu hồi Cu^{++} : Lưu lượng biểu kiến của pha lỏng là $2,2 \text{ l/cm}^2 \cdot \text{h}$ với tốc độ truyền khối là $2,0 \text{ đ.l.mg Cu}^{++} \cdot (\text{g nhựa}) \cdot (\text{đ.l.mg Cu}^{++} / \text{l})$.

Nhựa tái sinh còn chứa $0,30 \text{ đ.l.mg Cu}^{++} / \text{g}$, sử dụng tỉ số nhựa/dung dịch bằng 1,2 lần tỉ số tối thiểu.

Tái sinh nhựa: Lưu lượng biểu kiến của pha lỏng là $0,17 \text{ l/h} \cdot \text{cm}^2$ với tốc độ truyền khối là $0,018 \text{ đ.l.mg Cu}^{++} / \text{h} \cdot (\text{g.nhựa}) \cdot (\text{đ.l.mg Cu}^{++} / \text{l})$. Mức độ sử dụng acid đạt 70%.

Tính suất lượng của nhựa di chuyển qua hệ và lượng nhựa bị giữ lại trong mỗi tháp.

Giải: Cân bằng cho quá trình trao đổi được Selke và Bliss thực hiện ở hai mức nồng độ 20 và $2000 \text{ đ.l.mg cation/l}$. Số liệu được vẽ lên (H.10.34).

Thu hồi Cu^{++} Nhập liệu 37850 l/h ; $C_1 = 20 \text{ đ.l.mg Cu}^{++} / \text{l}$,

$$C_2 = 0,01 \cdot (20) = 0,2 \text{ đ.l.mg Cu}^{++}.$$

$$\text{Lượng Cu}^{++} \text{ trao đổi} = 37850 (20 - 0,2) = 750.000 \text{ đ.l.mg/h}.$$

$X_2 = 0,30 \text{ đ.l.mg Cu}^{++}$. Điểm (C_2, X_2) được vẽ trên hình 10.34a. Với tỉ số lượng nhựa/dung dịch tối thiểu, tháp sẽ cao vô cùng, đường làm việc đi qua điểm P tại $X = 4,9$ tương ứng nồng độ cân bằng với C_1 . Suất lượng dòng nhựa tối thiểu là $750.000 / (4,9 - 0,3) = 163000 \text{ g/h}$. Lượng nhựa sử dụng bằng 1,2 lần lượng tối thiểu, do đó:

$$\text{Suất lượng} = 1,2 (163.000) = 196.000 \text{ g/h}.$$

$$\text{Cân bằng cho đồng: } 750.000 = 196.000 (X_1 - 0,30)$$

$$X_1 = 4,12 \text{ đ.l.mg Cu}^{++} / \text{g nhựa}$$

Điểm (C_1, X_1) được xác định trên hình 10.34a, đường làm việc là đường thẳng ở nồng độ thấp. Xác định lượng nhựa nằm trong tháp bằng cách áp dụng phương trình vận tốc cho một khoảng vi cấp trong tháp:

$$VdC = \frac{K'_L a_p}{\rho_s} (C - C^*) d(SZ\rho_s)$$

với: $V = l \text{ chất lỏng/h}$; C - nồng độ Cu^{++} trong dung dịch, đ.l.mg/l

C^* - nồng độ trong dung dịch cân bằng với trong nhựa

$\frac{K'_L a_p}{\rho_s}$ - hệ số truyền khối tổng quát cho pha lỏng, $\text{đ.l.mg/h} \cdot (\text{g nhựa}) \cdot (\text{đ.l.mg/l})$

K'_L - hệ số truyền khối tổng quát cho pha lỏng, $\text{đ.l.mg}/(\text{h}).(\text{cm}^2)$ $(\text{đ.l.mg}/\text{l})$

a_p - diện tích bề mặt của hạt nhựa, cm^2/cm^3

ρ_S - khối lượng riêng xốp của hạt nhựa, g/cm^3

$SZ\rho_S$ - lượng nhựa ở trong tháp, g

S - tiết diện của tháp, cm^2 ; Z - chiều cao của tháp, cm

Sắp xếp lại phương trình trên và lấy tích phân:

$$SZ\rho_S = \frac{V}{K'_L a_p / \rho_S} \int_{C_2}^{C_1} \frac{dC}{C - C^*}$$

Với các giá trị khác nhau của C trên đường làm việc từ đến, xác định được các giá trị tương ứng từ đường cân bằng có cùng giá trị X

Ta có bảng sau:

C	20	16	12	8	4	2	1	0,2
C^*	2,4	1,9	0,5	0,25	0,10	0,05	0,02	0
$\frac{1}{C - C^*}$	0,0568	0,0710	0,0870	0,129	0,256	0,513	1,02	5

Vẽ đường biểu diễn $1/(C - C^*)$ theo C và lấy tích phân bằng đồ thị giữa C_1 và C_2 . Diện tích bên dưới đường cong này là 5,72. (Đây cũng là số đơn vị truyền khối). Thay vào phương trình tích phân, ta có:

$$\text{Lượng nhựa trong tháp} \frac{37850(5,72)}{2,0} = 108.300 \text{ g}$$

Tái sinh nhựa: Lượng Cu^{++} được trao đổi = 750.000 $\text{đ.l.mg}/\text{h}$, cần một lượng $\text{đ.l.mg } H^+/\text{h}$ tương ứng. Với hệ số trao đổi của acid đạt 70%, nhập liệu acid phải chứa $\frac{750.000}{0,70} = 1.071.000 \text{ đ.l.mg } H^+/\text{h}$.

$$\text{hay } \frac{1.071.000}{2.000} = 536 \text{ l/h dung dịch acid 2N.}$$

$$C_1 = 0; C_2 = \frac{750.000}{536} = 1400 \text{ đ.l.mg } \text{Cu}^{++} / \text{l};$$

$$X_1 = 0,30; X_2 = 4,12 \text{ đ.l.mg } \text{Cu}^{++} / \text{g nhựa.}$$

Xác định các điểm (C_1, X_1) và (C_2, X_2) , sau đó vẽ đường làm việc trên đồ thị hình 10.32b. Lấy tích phân phương trình vận tốc cho trường hợp này (với đường làm việc và đường cân bằng đều là đường thẳng), ta được:

$$V(C_2 - C_1) = \frac{K'_L a_p}{\rho_s} (SZ\rho_s)(C^* - C)_{tb}$$

với $(C^* - C)_{tb}$ là trung bình logarit của động lực tại hai đầu tháp.

$$C^* - C_1 = 120 - 0 = 120;$$

$$C_2^* - C_2 = 1700 - 1400 = 300 \text{ đ.l.mg Cu}^{++} / \text{l}.$$

$$(C^* - C)_{tb} = \frac{300 - 120}{\ln(300/120)} = 196,5 \text{ đ.l.mg Cu}^{++} / \text{l}.$$

Thay vào phương trình vận tốc: $750.000 = 0,018 (196,5)$

Lượng nhựa trong tháp tái sinh = $SZ\rho_s = 212000 \text{ g}$

BÀI TẬP

10.1. Số liệu cân bằng hấp phụ của hơi aceton trên than hoạt tính ở 30°C như sau:

g. aceton bị hấp phụ/g than	0	0,1	0,2	0,3	0,35
Áp suất riêng phần của aceton, mmHg	0	2	12	42	92

Áp suất hơi của aceton ở 30°C là 283 mmHg . Một lít hỗn hợp không khí và hơi aceton ở 1 atm và 30°C với độ bão hòa tương đối của aceton là 35% . Đưa vào hỗn hợp 2 g than hoạt tính nguyên chất, giả sử không có hấp phụ không khí. Tính nồng độ và áp suất cuối cùng trong pha hơi ở 30°C .

10.2. Dung dịch đường có nồng độ là 48% đường theo khối lượng bị có màu do bị lẫn chất không tinh khiết. Dùng than hoạt tính để khử màu dung dịch ở 80°C . Số liệu cân bằng cho quá trình hấp phụ đẳng nhiệt bằng than hoạt tính như sau.

g. than/g đường khô	0	0,005	0,01	0,015	0,02	0,03
% màu tách được	0	47	70	83	90	95

Dung dịch đường ban đầu có độ màu là 20 (độ đo tương đối) và được giảm còn $2,5\%$ độ màu ban đầu.

a) Biến đổi số liệu cân bằng ra theo $Y^* = \text{đơn vị màu/g đường}$, $X = \text{đơn vị màu/g than}$. Số liệu này có tuân theo định luật Freundlich không? Nếu có, xác định hằng số của phương trình.

- b) Tính lượng than nguyên chất cần thiết để xử lý 500 kg dung dịch bằng quá trình một bậc.
- c) Tính lượng than cần thiết để xử lý 500 kg dung dịch bằng quá trình hai bậc giao dòng, dùng lượng than tổng cộng tối thiểu.
- d) Tính lượng than cần thiết để xử lý 500 kg dung dịch bằng quá trình hai bậc nghịch dòng.

10.3. Hỗn hợp loãng không khí - NO_2 được cho tiếp xúc liên tục nghịch dòng với silica gel để hấp phụ NO_2 . Dòng khí đi vào thiết bị hấp phụ với suất lượng 500 kg/h có nồng độ là 1,5% NO_2 theo thể tích và 90% NO_2 trong pha khí được hấp phụ. Quá trình được thực hiện ở 25°C , 1 atm. Silica gel đi vào tháp là nguyên chất. Số liệu cân bằng hấp phụ đẳng nhiệt ở 25°C được cho ở bảng sau (Foster & Daniels):

Áp suất riêng phần của NO_2 mmHg	0	2	4	6	8	10	12
g. NO_2 / 100 g gel	0	0,4	0,9	1,65	2,60	3,65	4,85

- a) Tính suất lượng tối thiểu mỗi giờ của silica gel.
- b) Suất lượng gel bằng hai lần suất lượng tối thiểu, tính số đơn vị truyền khối.
- c) Sử dụng suất lượng biểu kiến của dòng khí là 1600 kg/h.m^2 . Giả sử các tính chất đặc trưng của silica gel giống như trong ví dụ 10.4. Quá trình truyền khối ở đây là NO_2 thay vì nước. Hệ số khuếch tán của NO_2 trong không khí ước tính là $0,136 \text{ cm}^2/\text{s}$ ở 25°C , 1 atm.

Ước tính giá trị của H_{iOG} và chiều cao tương ứng của thiết bị hấp phụ.

10.4. Một thiết bị hấp phụ thí nghiệm là tầng cố định chứa các hạt nhựa trao đổi cation được dùng để tách ion Na^+ từ trong dung dịch clorur sodium. Chiều cao của tầng là 33,5 cm, nồng độ dung dịch chảy vào tầng cố định là $0,120 \text{ đ.l.mg Na}^+/\text{cm}^3$. Khi bão hòa, nhựa chứa $2,02 \text{ đ.l.mg Na}^+/\text{cm}^3$ nhựa. Dung dịch chảy qua tầng hạt có vận tốc dài biểu kiến là $0,31 \text{ cm/s}$. Với loại nhựa này (gốc acid sulfonic), Michaels cho biết hệ số truyền khối tổng quát là

$K'_L a_p = 0,86 v_L^{0,5}$ với v_L là vận tốc dài biểu kiến của pha lỏng, cm/s , và $K'_L a_p$ có đơn vị là $đ.l.mg.Na^+/s.cm^3.(đ.l.mg/cm^3)$. Độ hấp phụ tương đối của Na^+ so với H^+ cho loại nhựa này là $\alpha = 1,20$ và không đổi trong một khoảng nồng độ. Cho biết điểm bắt đầu tăng nồng độ tại giá trị bằng 5% giá trị nồng độ ban đầu và tầng sẽ hết tác dụng trao đổi ion khi nồng độ dòng ra đạt 95% nồng độ ban đầu. Ước tính thể tích dòng ra tại điểm tăng nồng độ cho mỗi đơn vị tiết diện tầng.

Ghi chú: Trong điều kiện thí nghiệm này, Michaels đã quan sát thấy chiều cao vùng hấp phụ là 23,8 cm, điểm tăng nồng độ xảy ra tại giá trị nồng độ là $382 \pm 10 cm^3$ dòng ra/ cm^2 tiết diện tầng và lượng chất lỏng bị giữ lại trong tầng là $14,5 \pm 2,5 cm^3$ dung dịch/ cm^2 tiết diện tầng. So sánh các giá trị trên với kết quả tính được.

- 10.5. Với quá trình hấp phụ dung dịch lỏng có nồng độ thấp bằng quá trình nhiều bậc nghịch dòng tuân theo định luật cân bằng hấp phụ Freundlich, tìm biểu thức giải tích liên hệ các đại lượng n , m , Y_0 và Y_{N_t} trong trường hợp sử dụng chất hấp phụ nguyên chất với tỉ số chất hấp phụ/dung môi là tối thiểu.

TRÍCH LY CHẤT RẮN

11.1 KHÁI NIỆM

Trích ly chất rắn là quá trình hòa tan chọn lựa một hay nhiều cấu tử trong chất rắn bằng cách cho chất rắn tiếp xúc với dung môi lỏng.

Quá trình trích ly chất rắn được sử dụng nhiều trong công nghiệp luyện kim; nó đóng vai trò quan trọng trong qui trình luyện nhôm, cobalt, mangan, nickel và kẽm. Nhiều sản phẩm hữu cơ thiên nhiên được thu hồi bằng quá trình trích ly chất rắn như: dầu thực vật được thu hồi từ các loại hạt chứa dầu như đậu nành, bông vải... bằng cách cho tiếp xúc với dung môi hữu cơ, tanin được tách ra từ vỏ cây bằng cách cho tiếp xúc với nước và nhiều dược phẩm khác nhau được thu hồi từ lá thuốc, cây thuốc... Trà và cà phê được trích ly bằng cách cho tiếp xúc với nước nóng là một ví dụ cho quá trình trích ly được dùng trong gia đình và trong công nghiệp.

Quá trình trích ly chất rắn phụ thuộc vào cấu tạo bề mặt ngoài và kích thước của chất rắn. Nhiệt độ trích ly càng cao càng tốt vì nhiệt độ cao làm tăng độ hòa tan của dung chất vào dung môi, làm giảm độ nhớt và, do đó, tăng hệ số khuếch tán và tăng tốc độ quá trình trích ly. Tuy nhiên, với sản phẩm tự nhiên, nhiệt độ trích ly quá cao có thể làm tăng độ hòa tan của các chất không mong muốn vào dung dịch.

Quá trình trích ly chất rắn có thể thực hiện gián đoạn (mẻ), bán liên tục hoặc liên tục. Trong mỗi trường hợp, quá trình có thể là tiếp xúc pha theo bậc hoặc tiếp xúc pha liên tục. Có hai phương pháp để tạo sự tiếp xúc pha là phun tưới chất lỏng qua lớp vật liệu rắn hoặc nhúng chất rắn chìm hoàn toàn trong chất lỏng. Việc lựa chọn thiết bị để sử dụng trong một trường hợp bất kỳ tùy thuộc phần lớn trên trạng thái vật lý của chất rắn và dung chất trong

chất rắn, điều này dẫn đến trong một số trường hợp phải sử dụng loại thiết bị chuyên dùng.

11.2 QUÁ TRÌNH KHÔNG ỔN ĐỊNH

Quá trình không ổn định bao gồm các quá trình trong đó chất rắn và dung môi được cho tiếp xúc theo từng mẻ hoặc từng mẻ chất rắn được cho tiếp xúc với dòng dung môi chảy liên tục.

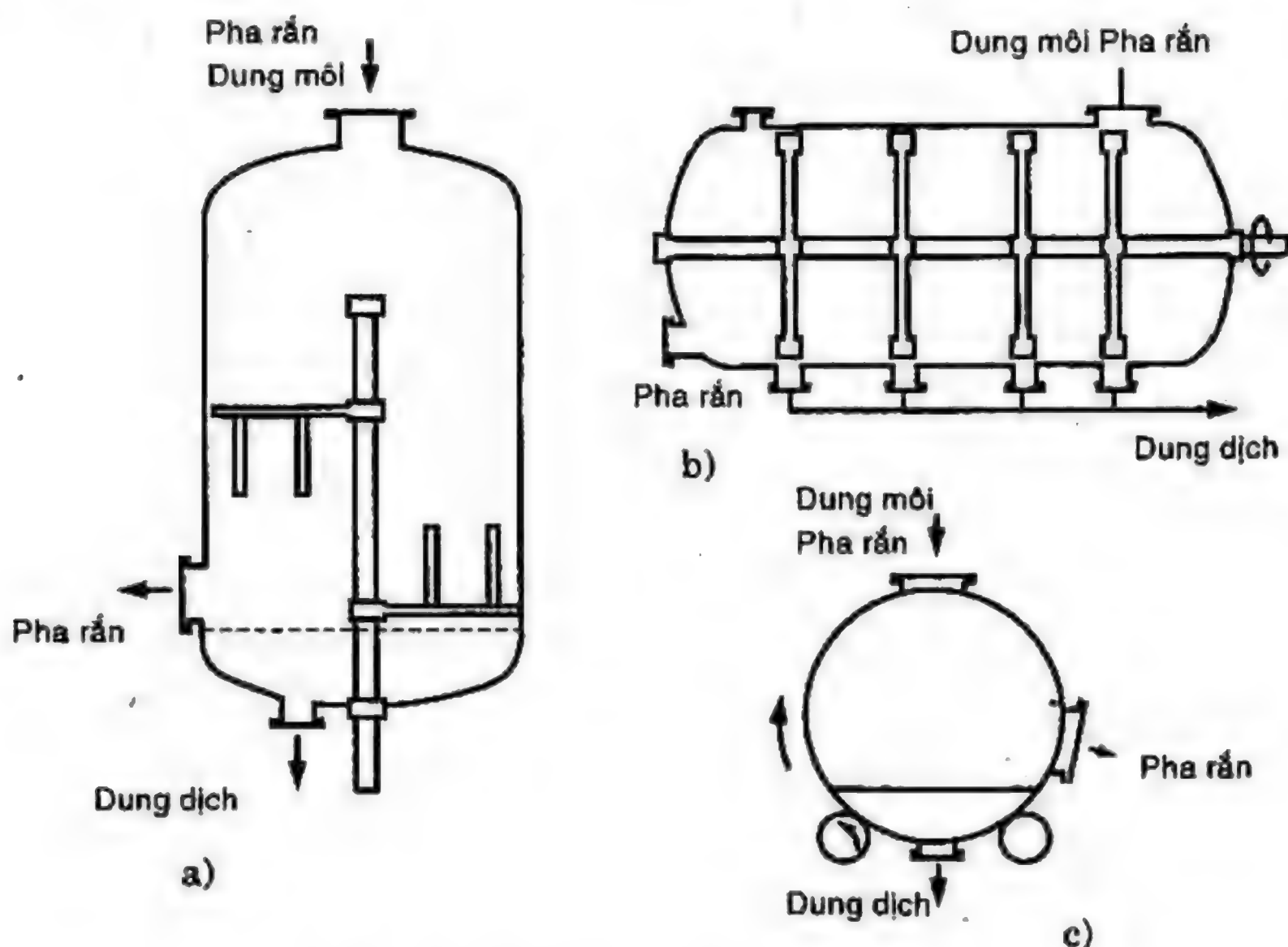
Thùng trích (ngâm chiết)

Các hạt rắn có kích thước trung bình thường được trích ly bằng phương pháp ngâm chiết trong thùng hở. Phương pháp này rẻ tiền, cấu tạo của các thùng ngâm chiết thay đổi theo bản chất của chất rắn và chất lỏng cũng như năng suất của quá trình. Các thùng nhỏ thường được làm bằng gỗ hoặc kim loại. Các hạt rắn được đặt trên tấm đỡ gần đáy thùng. Nếu các hạt nhuyễn, tấm đỡ được lót vải bố lọc hoặc sơ dừa. Trong công nghiệp xử lý quặng thường dùng các thùng ngâm chiết khá lớn được làm bằng bê tông tráng chì hoặc bitum. Trong các thùng nhỏ, bã rắn sau khi trích thường được tháo qua cửa hông của thùng. Chất rắn để trích nên có kích thước đồng nhất để có độ rỗng của lớp hạt là lớn nhất và, do đó, độ giảm áp của chất lỏng chảy qua tầng là nhỏ nhất. Điều này còn tạo nên sự đồng nhất về mức độ trích của các hạt rắn.

Quá trình được thực hiện bằng cách cho đầy chất rắn vào thùng, sau đó cho vào thùng lượng dung môi đủ ngập chất rắn và toàn bộ khối chất rắn được ngâm trong dung môi trong một thời gian định trước. Trong khoảng thời gian ngâm này dung môi có thể được cho bơm tuần hoàn. Sau đó chất lỏng được tháo ra ở đáy thùng để đưa vào hệ thống chung cất thu hồi dung môi và dung chất. Toàn bộ quá trình được xem như một bậc. Lập lại quá trình này nhiều lần cuối cùng sẽ hòa tan hết tất cả dung chất. Một phương pháp thực hiện khác là cho chất lỏng chảy vào và ra liên tục, quá trình như vậy tương đương với quá trình nhiều bậc.

Trong trường hợp độ giảm áp của chất lỏng quá lớn khi chảy qua lớp chất rắn thì ta sẽ dùng thùng kín để bơm chất lỏng qua tầng chất rắn. Thùng kín cũng tránh được sự tổn thất dung môi do dung môi dễ bay hơi khi quá trình hoạt động ở nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ sôi. Ví dụ như trích tanin bằng nước ở 120°C , $3,5\text{ atm}$.

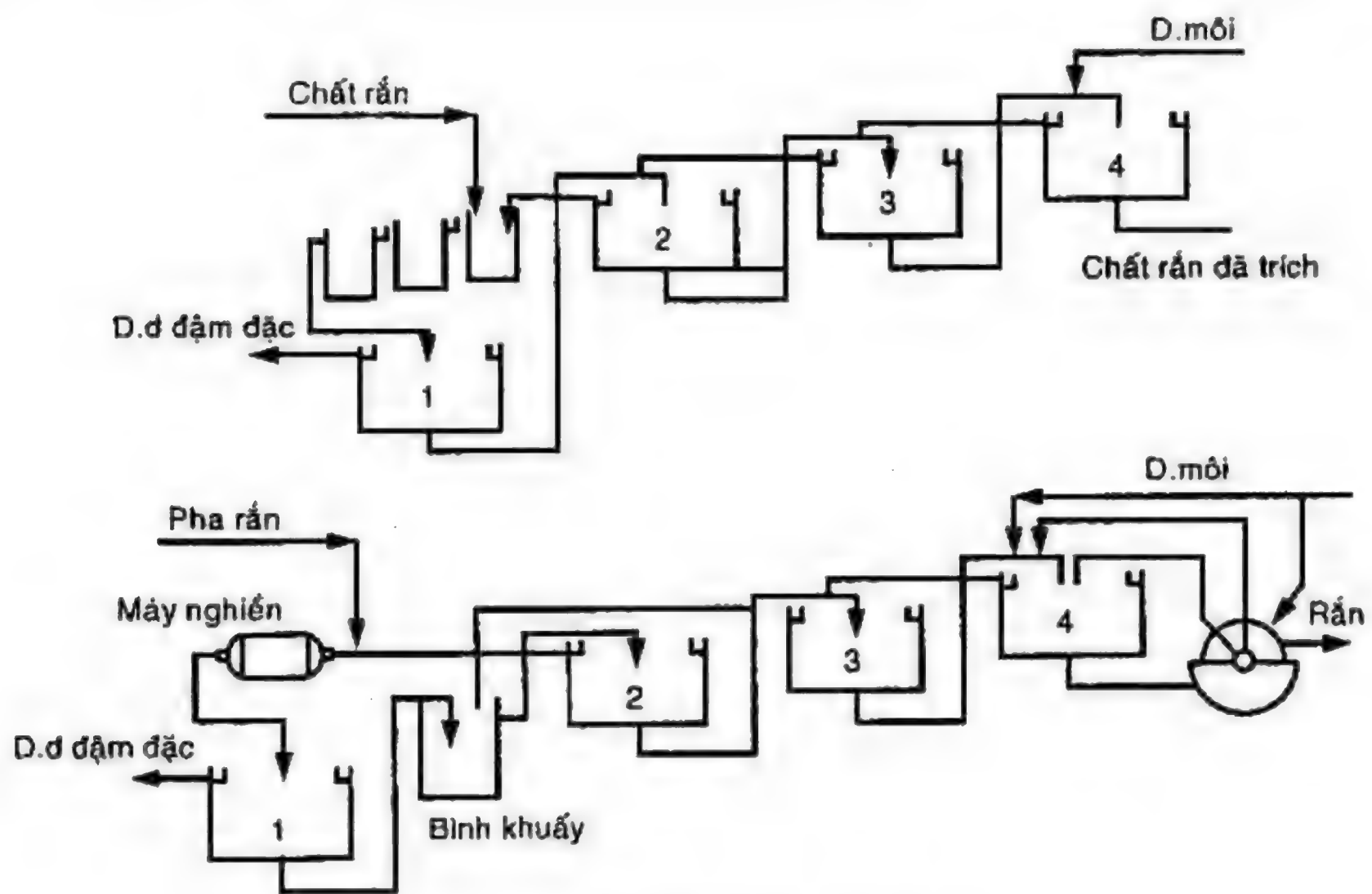
Để tránh hiện tượng không thấm ướt hoàn toàn bề mặt chất rắn trong thùng trích có tầng hạt cố định, sử dụng thùng khuấy thẳng đứng, thùng khuấy nằm ngang hoặc thùng quay (H.11.1a, b, c). Các thiết bị loại này hoạt động gián đoạn và mỗi thiết bị tương ứng với một bậc.



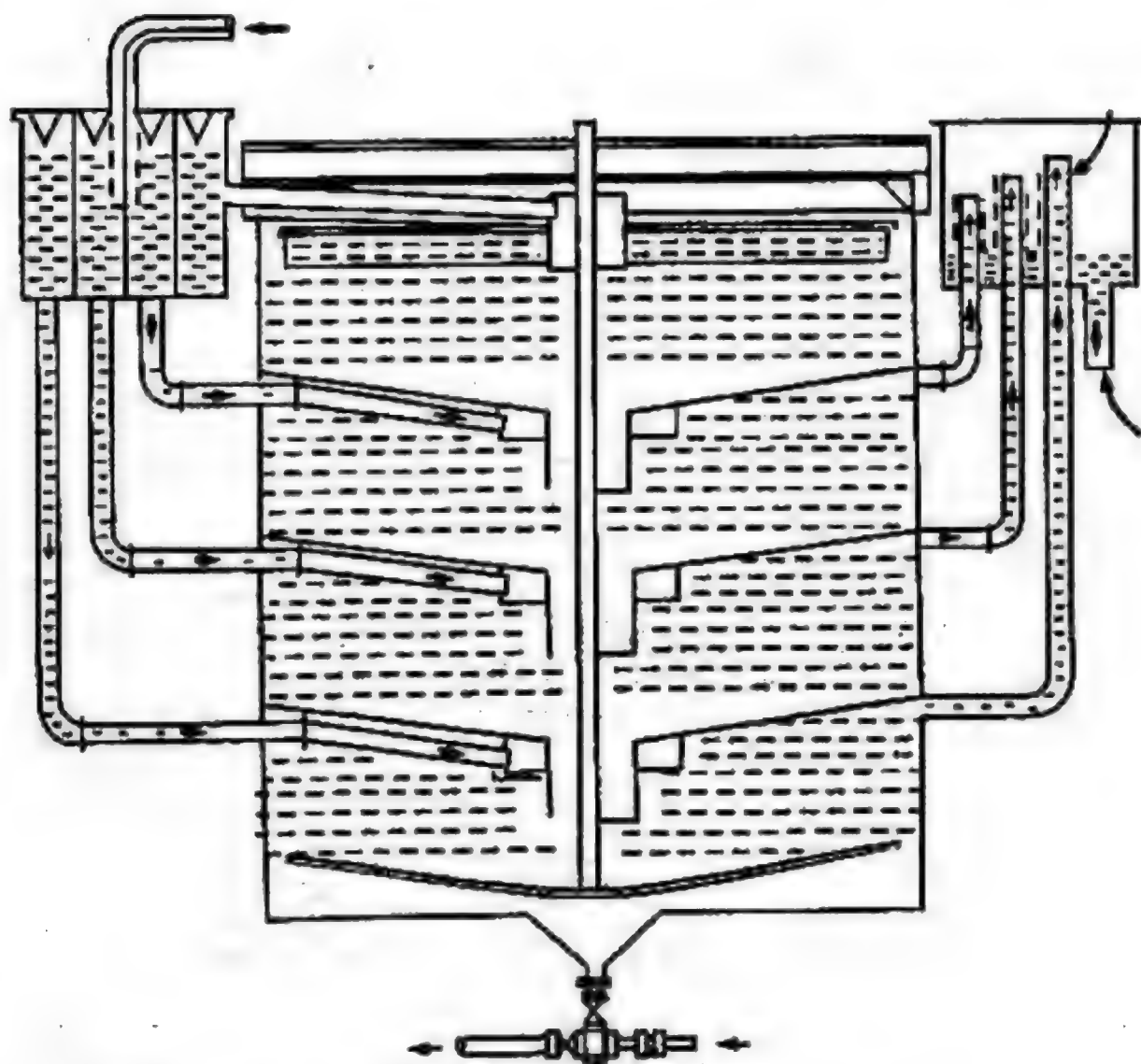
Hình 11.1: Thùng khuấy để trích ly

11.3 QUÁ TRÌNH LIÊN TỤC (ỔN ĐỊNH)

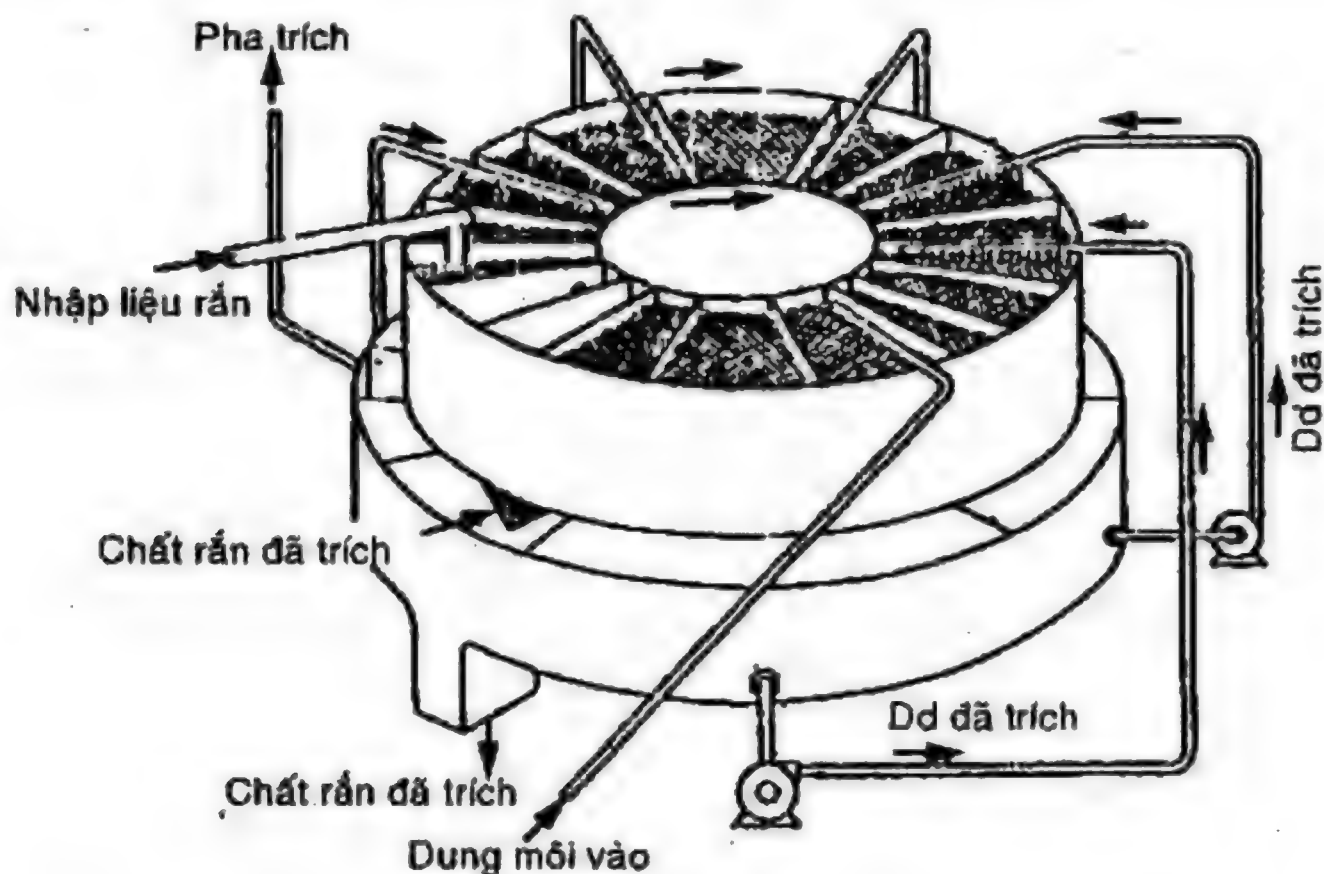
Sơ đồ quá trình trích ly liên tục như hình 11.2. Ngoài ra còn có một số loại thiết bị trích ly nhiều bậc hoạt động liên tục để trích dầu thực vật từ các hạt chứa dầu bằng một số loại dung môi hữu cơ (chẳng hạn như hexan). Dung dịch dung môi - dầu thường còn lẫn một lượng nhỏ các hạt rất mịn, lơ lửng gọi là micella.



Hình 11.2: Trích ly liên tục

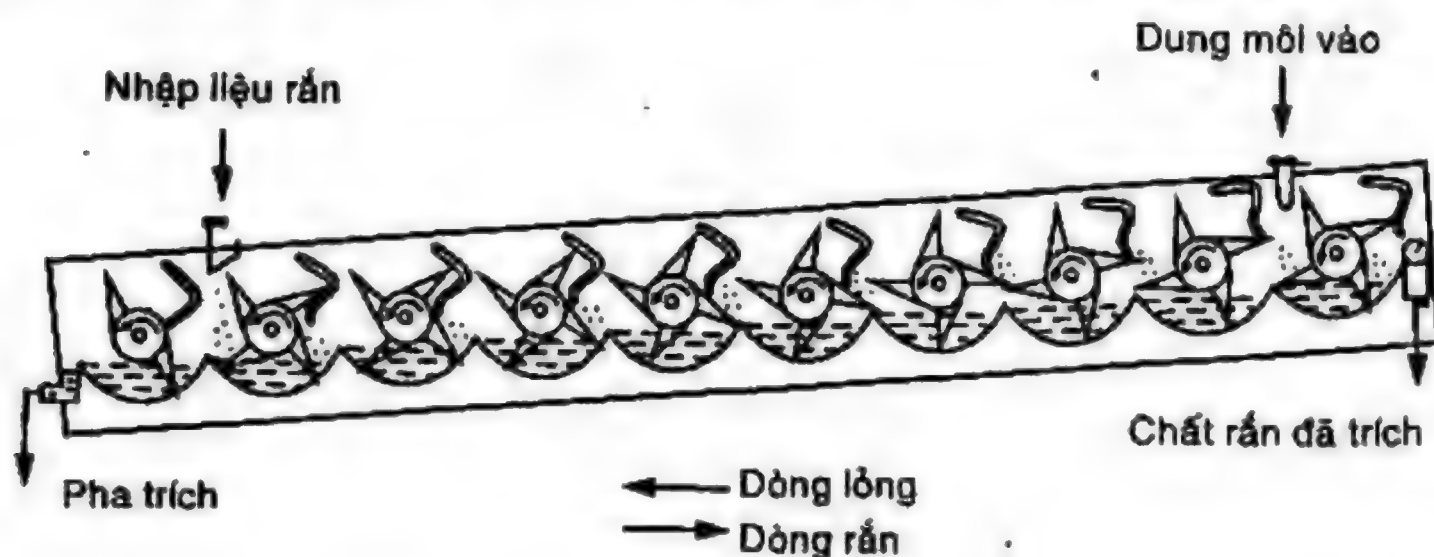


Hình 11.3: Thiết bị trích ly Dorr



Hình 11.4: Sơ đồ hoạt động của thiết bị trích ly Rotocel

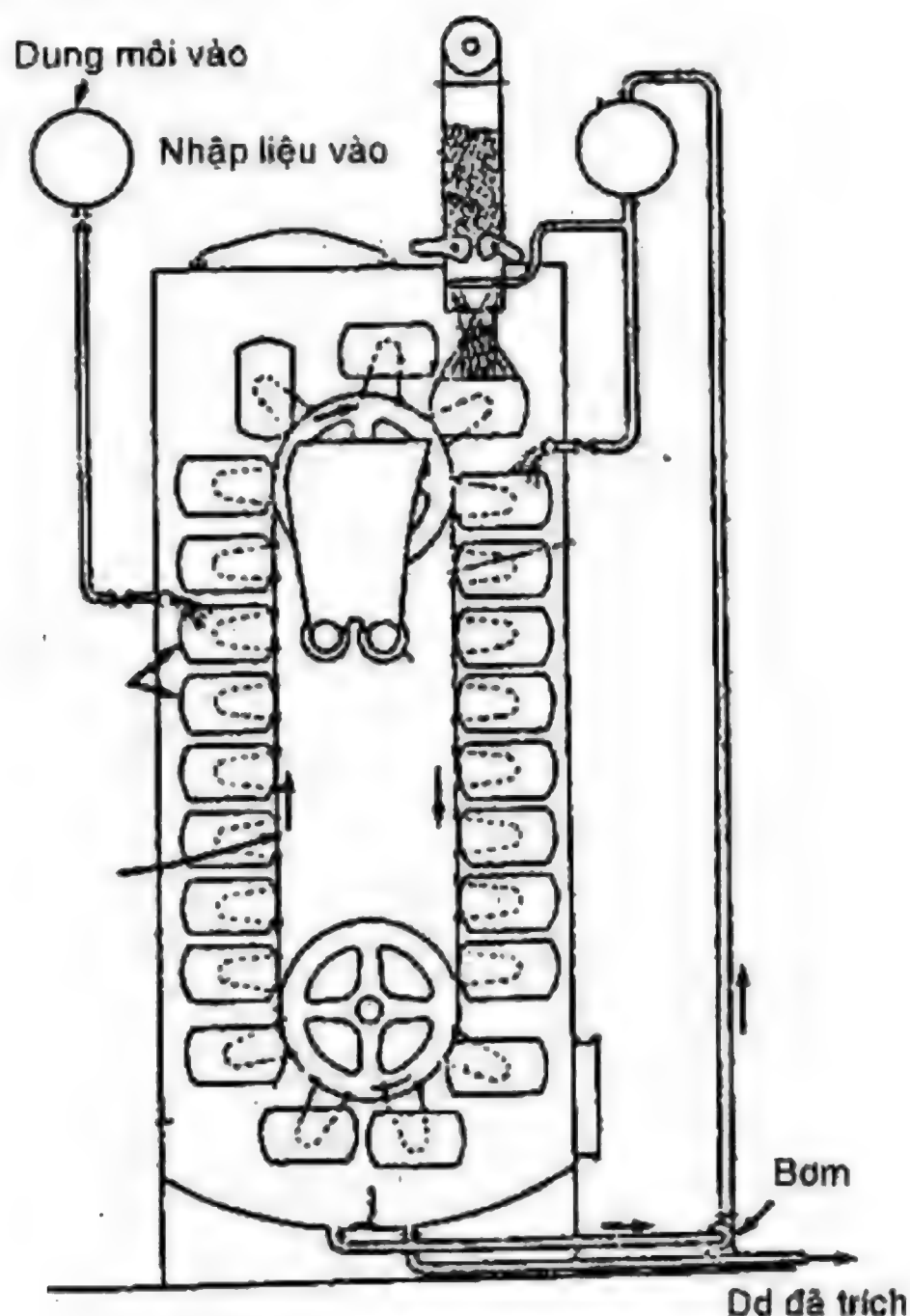
Thiết bị trích ly Rotocel (H.11.4) gồm thùng tròn có 18 ngăn chứa các hạt rắn quay chậm trên một thùng cố định. Khi thùng quay chất rắn sẽ được nạp vào các ngăn và dung môi được tưới lên mỗi ngăn định kỳ để thực hiện quá trình trích ly. Khi quay gần hết một vòng, chất rắn sẽ được tháo qua một ngăn cố định bên dưới và được chuyển ra ngoài. Dung môi ngấm qua chất rắn vào ngăn cố định bên dưới và được bơm trở lại vào ngăn chứa chất rắn kế tiếp. Quá trình trích ly là nghịch dòng và dung dịch đậm đặc nhất được lấy ra từ ngăn chứa chất rắn mới. Toàn bộ thiết bị được bọc kín để tránh tổn thất dung môi.



Hình 11.5: Thiết bị trích ly Kenedy

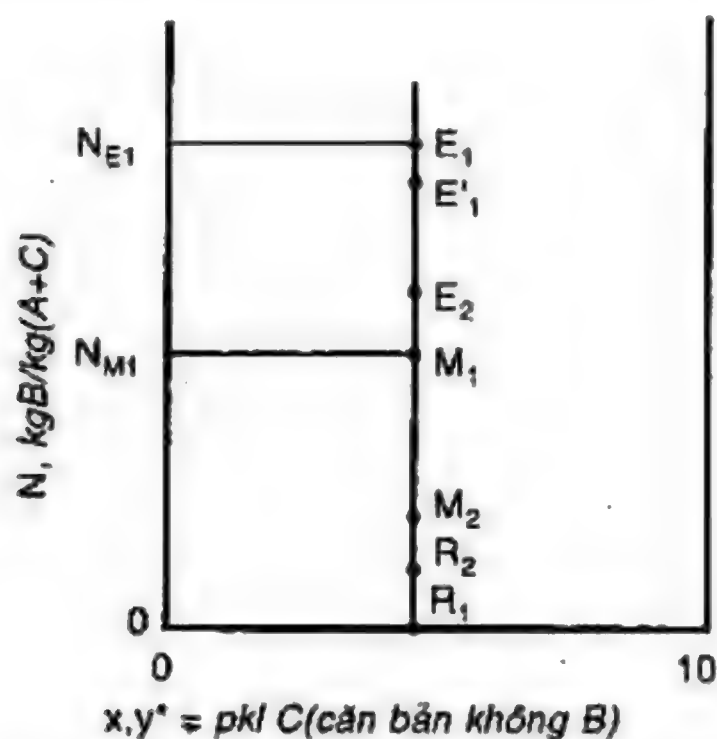
Thiết bị trích ly Kenedy (H.11.5) thường được dùng để trích ly tanin từ vỏ cây dược, dầu béo từ các hạt dầu và các quá trình trích ly hóa chất khác. Thiết bị trích gồm nhiều khoang. Vật liệu trích được

đưa từ khoang này sang khoang khác bằng cánh gạt, trong khi dung môi chảy tràn nghịch chiều. Số khoang của thiết bị được xác định theo yêu cầu của quá trình trích ly.



Hình 11.6: Thiết bị trích ly Bollman

Thiết bị trích ly Bollman (H.11.6). Chất rắn được đặt trong các giỏ có đục lỗ và được gắn vào hệ thống vận chuyển, có chuyển động đi xuống ở bên phải hình và đi lên ở bên trái hình. Khi đi xuống, chất rắn được trích cùng dòng bằng dung môi có chứa một phần dung chất được bơm từ đáy bên trái thiết bị lên trên đỉnh. Chất lỏng chảy qua các giỏ xuống đến đáy bên phải là dung dịch đậm đặc (miscella) và được lấy ra ngoài. Khi đi lên, chất rắn được trích bằng dung môi mới để cho dung dịch có một phần dung chất. Một dạng khác của thiết bị trích ly này là loại nằm ngang (H.11.7). Quá trình thu hồi dung môi từ dung dịch và từ chất rắn đã trích là một phần quan trọng trong qui trình trích ly dầu béo. Dung dịch sẽ được đưa vào thiết bị bốc hơi hoặc chưng cất để thu hồi dung môi.



Hình 11.7: Biểu diễn nồng độ trong quá trình trích ly

11.4 PHƯƠNG PHÁP TÍNH TOÁN

11.4.1 Hiệu suất trích ly

Xét một quá trình trích ly đơn giản hoạt động gián đoạn, trong đó chất rắn được tiếp xúc với lượng thừa dung môi để hòa tan hoàn toàn dung chất và không có quá trình hấp phụ chọn lựa dung môi hoặc dung chất của chất rắn. Nếu có đủ thời gian tiếp xúc giữa hai pha thì dung môi sẽ hòa tan hoàn toàn dung chất và hỗn hợp sẽ là huyền phù giữa chất rắn và dung dịch dung môi - dung chất. Nếu quá trình tách hai pha xảy ra hoàn toàn thì ta sẽ được một bậc trích ly tương với hiệu suất bậc là 100%. Trong thực tế, hiệu suất bậc còn kém xa 100% vì những lý do sau:

1- Dung chất không hòa tan hoàn toàn vào dung môi vì không đủ thời gian tiếp xúc pha.

2- Việc tách hoàn toàn bằng cơ học hai pha rắn và lỏng là không thực tế vì chất rắn luôn luôn giữ lại một ít chất lỏng và như vậy một phần dung chất hòa tan trong chất lỏng sau khi tách. Trong trường hợp này chất rắn đã hấp phụ lại một phần dung chất mặc dù đã đạt được cân bằng pha giữa pha rắn và pha lỏng, hay nói khác đi, việc tách không hoàn toàn hai pha rắn - lỏng làm giảm hiệu suất trích ly.

11.4.2 Cân bằng thực tế

Xét hệ gồm ba cấu tử là: dung môi nguyên chất A; chất rắn không hòa tan B; dung chất C.

Các phép tính có thể được thực hiện trên đồ thị tam giác, tuy nhiên, do phép tính chỉ tập trung vào một góc giản đồ nên có thể dùng đồ thị chữ nhật tiện lợi hơn.

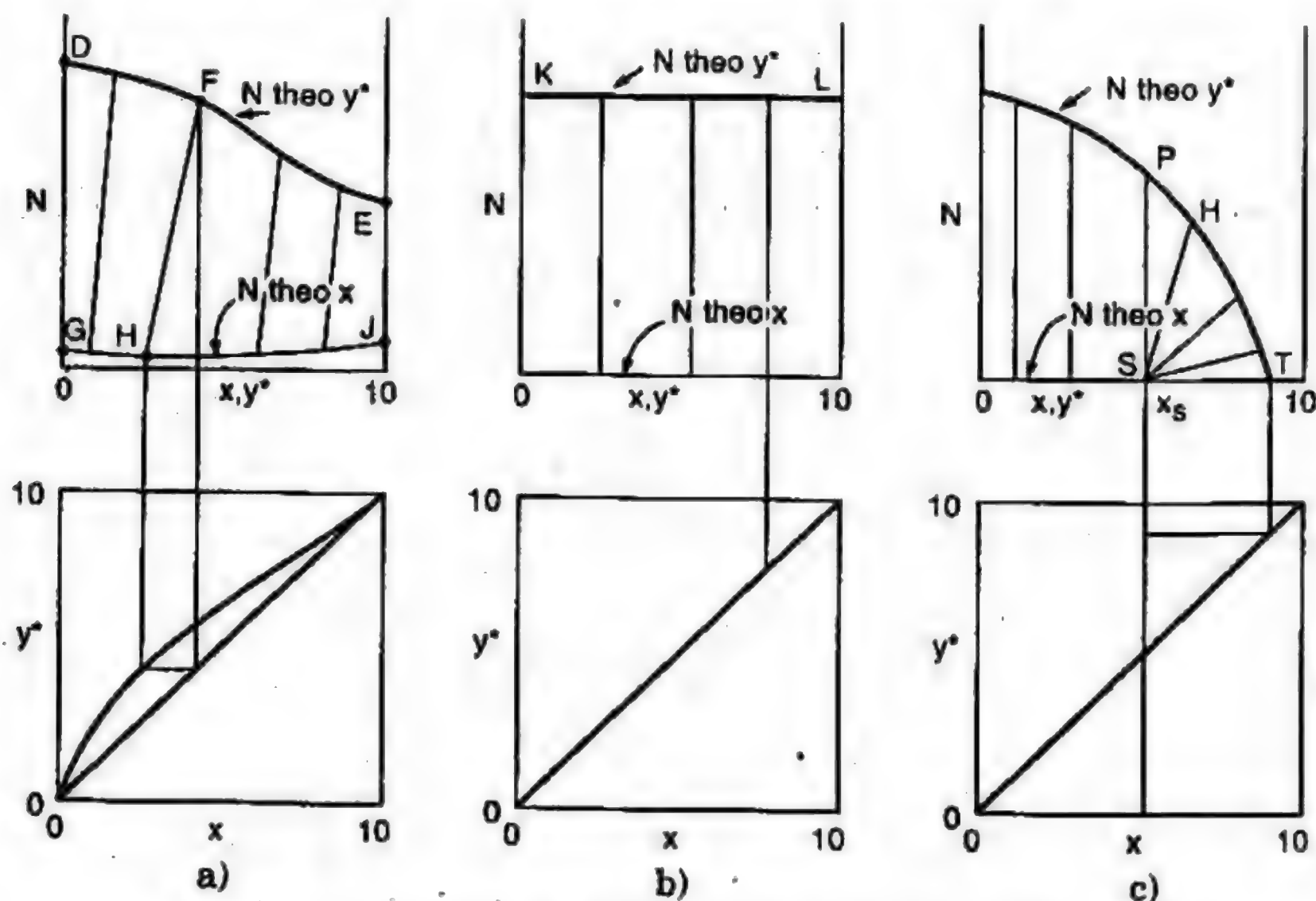
Nồng độ của chất rắn B trong hỗn hợp được biểu diễn theo N kg B/kg ($A + C$) dù chất rắn có thấm ướt dung dịch lỏng hay không. Nồng độ của dung chất C được biểu diễn theo phần khối lượng trên cân bản không B: x = phần khối lượng của C trong dung dịch rời khỏi bậc trích (không B), và y = phần khối lượng của C trong chất rắn hay trong huyền phù còn lại (không B). Giá trị của y phải bao gồm tất cả dung chất C trong hỗn hợp (phần hòa tan trong dung môi và phần bị giữ lại trong chất rắn). Nếu chất rắn khô như trước khi xảy ra quá trình trích ly thì N là tỉ số khối lượng giữa chất không tan với chất tan, và $y = 1,0$. Với dung môi A nguyên chất, $N = 0$, $x = 0$.

Hình vẽ được trình bày trên hình 11.7. Điểm biểu diễn hỗn hợp gồm chất rắn không hòa tan và dung dịch dung môi - dung chất. Nồng độ của dung dịch trong là x và tỉ số chất rắn không hòa tan/dung dịch là N_{M_1} . Giả sử không có quá trình hấp phụ. Sau khi tách pha, pha lỏng được biểu diễn bởi điểm R_1 và phần còn lại gồm chất rắn không hòa tan và một lượng nhỏ dung dịch. Thành phần của dung dịch bị giữ trong chất rắn sẽ giống với thành phần của chất lỏng được tách ra, $y^* = x$. Nồng độ chất rắn B trong huyền phù N_{E_1} sẽ phụ thuộc vào thời gian tách pha θ_1 và điểm E_1 biểu diễn huyền phù. Đoạn R_1E_1 biểu diễn đối tuyến thẳng đứng nối hai pha lỏng và huyền phù. Nếu trường hợp được mô tả ở trên xảy ra trong quá trình trích ly thực tế thì điểm E_1 và R_1 có thể được xem như là điều kiện cân bằng thực tế cho quá trình trích ly. Nếu thời gian tách pha ngắn hơn, huyền phù sẽ chứa nhiều chất lỏng hơn và có thể biểu diễn bởi điểm E'_1 . Sẽ có một giá trị cực đại N cho huyền phù nhưng trong thực tế thì không đủ thời gian để đạt đến giá trị này. Vì nồng độ của chất rắn không tan trong huyền phù được cho tách pha trong một thời gian cố định tùy thuộc vào nồng độ đầu của chất rắn trong huyền phù nên hỗn hợp M_2 khi tách pha trong thời gian sẽ cho huyền phù tương ứng với điểm E_2 . Nếu không tách được hoàn toàn pha rắn để được pha lỏng trong hay khi tháo chất lỏng có lõi cuốn theo một lượng nhỏ chất rắn, hay chất rắn B có hòa tan một ít vào dung dịch thì chất lỏng thu được sau khi tách pha sẽ được biểu diễn bởi điểm nằm phía trên trục hoành. Điều này phụ thuộc vào đặc trưng tách pha của huyền phù, trên độ nhớt và khối lượng riêng của chất lỏng và chất rắn.

Sau đây là một số dạng đường cong cân bằng. Hình 11.8a biểu diễn trường hợp dung chất C hòa tan hoàn toàn vào dung môi A để x và y có giá trị từ 0 đến 1,0. Ví dụ, hệ dầu đậu nành (C), bánh dầu đậu nành (B), hexan (A). Trong đó dầu và hexan hòa tan hoàn toàn. Đường cong DFE biểu diễn pha rắn, đường cong GHJ , biểu diễn dung dịch, nằm trên trục $N = 0$, trong trường hợp này hoặc chất rắn B hòa tan một phần vào dung môi hoặc chất lỏng sau khi tách pha còn lẫn một ít chất rắn. Các đối tuyến, chẳng hạn như FH, không thẳng đứng vì:

- 1- Thời gian tiếp xúc pha không đủ để dung môi trích hòa tan hoàn toàn dung chất
- 2- Chất rắn hấp phụ trở lại một phần dung chất
- 3- Nếu dung chất nằm trong chất rắn B và phân phối không đều nhau giữa pha lỏng và pha rắn ở trạng thái cân bằng.

Số liệu cân bằng có thể được chiếu xuống tọa độ x, y như trường hợp cân bằng cho quá trình hấp phụ hoặc trích chất lỏng.



Hình 11.8: Một số giản đồ cân bằng tiêu biểu

Hình 11.8b: Biểu diễn trường hợp không xảy ra quá trình hấp phụ dung chất nên dung dịch sau khi tách pha và dung dịch bị giữ lại

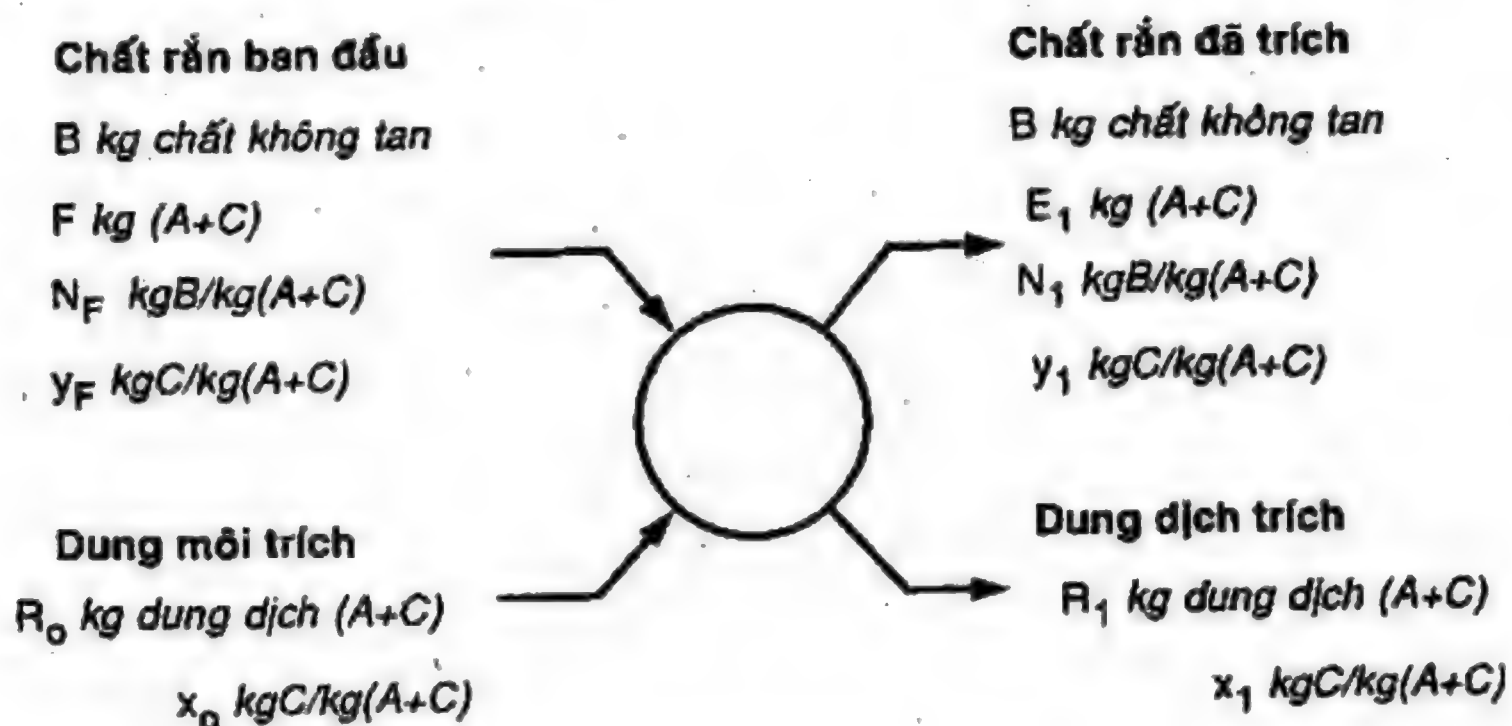
trong chất rắn có cùng thành phần và đối tuyến thẳng đứng. Trên đồ thị xy đường cân bằng được biểu diễn bởi đường 45°C và hệ số phân bố $m = y^*/x$ bằng một. Đường KL nằm ngang cho thấy chất rắn được tách pha ở cùng một mức độ với tất cả các giá trị nồng độ của dung chất. Dung dịch trong điều kiện này không chứa chất B , dù hòa tan hoặc hạt lơ lửng.

Hình 11.8c: Biểu diễn trường hợp dung chất C có độ hòa tan giới hạn trong dung môi A . Dung dịch không lẫn chất rắn sẽ có nồng độ nhỏ hơn và như vậy các đối tuyến nối huyền phù và chất lỏng bão hòa phải hội tụ. Trong trường hợp này một hỗn hợp bất kỳ M bên phải đường PS sẽ tách pha cho dung dịch bão hòa không lẫn chất rắn S và huyền phù U có thành phần phụ thuộc vào vị trí của M .

Điểm T biểu diễn thành phần của dung chất trong chất rắn nguyên chất sau khi tách khỏi dung dịch bão hòa. Vì các đối tuyến bên trái PS thẳng đứng nên không xảy ra quá trình hấp phụ và chất lỏng sau khi tách pha không lẫn chất rắn. Trong thực tế có sự kết hợp của các trường hợp khác nhau.

11.4.3 Trích ly một bậc

Xét quá trình trích ly một bậc như trình bày trên hình 11.9. Quá trình bao gồm giai đoạn trộn chất rắn với dung môi trích và sau đó là tách pha. Khối lượng của mỗi dòng có thể tính theo kg (gián đoạn) hoặc kg/h hay $kg/h.m^2$ (liên tục).



Hình 11.9: Quá trình trích ly một bậc

Vì trong hầu hết các trường hợp, chất rắn B không tan trong dung môi và dung dịch lỏng sau khi tách pha không lẫn chất rắn nên khối lượng B của chất rắn trước và sau khi trích là không đổi. Theo định nghĩa của N , ta có:

$$B = N_F F = E_1 N_1 \quad (11.1)$$

Cân bằng cho dung chất C :

$$F y_F + R_o x_o = E_1 y_1 + R_1 x_1 \quad (11.2)$$

Cân bằng cho dung môi A :

$$F(1 - y_F) + R_o(1 - x_o) = E_1(1 - y_1) + R_1(1 - x_1) \quad (11.3)$$

Cân bằng cho dung dịch (dung chất + dung môi):

$$F + R_o = E_1 + R_1 = M_1 \quad (11.4)$$

Trộn chất rắn và dung môi sẽ tạo nên hỗn hợp trên cân bản không B là:

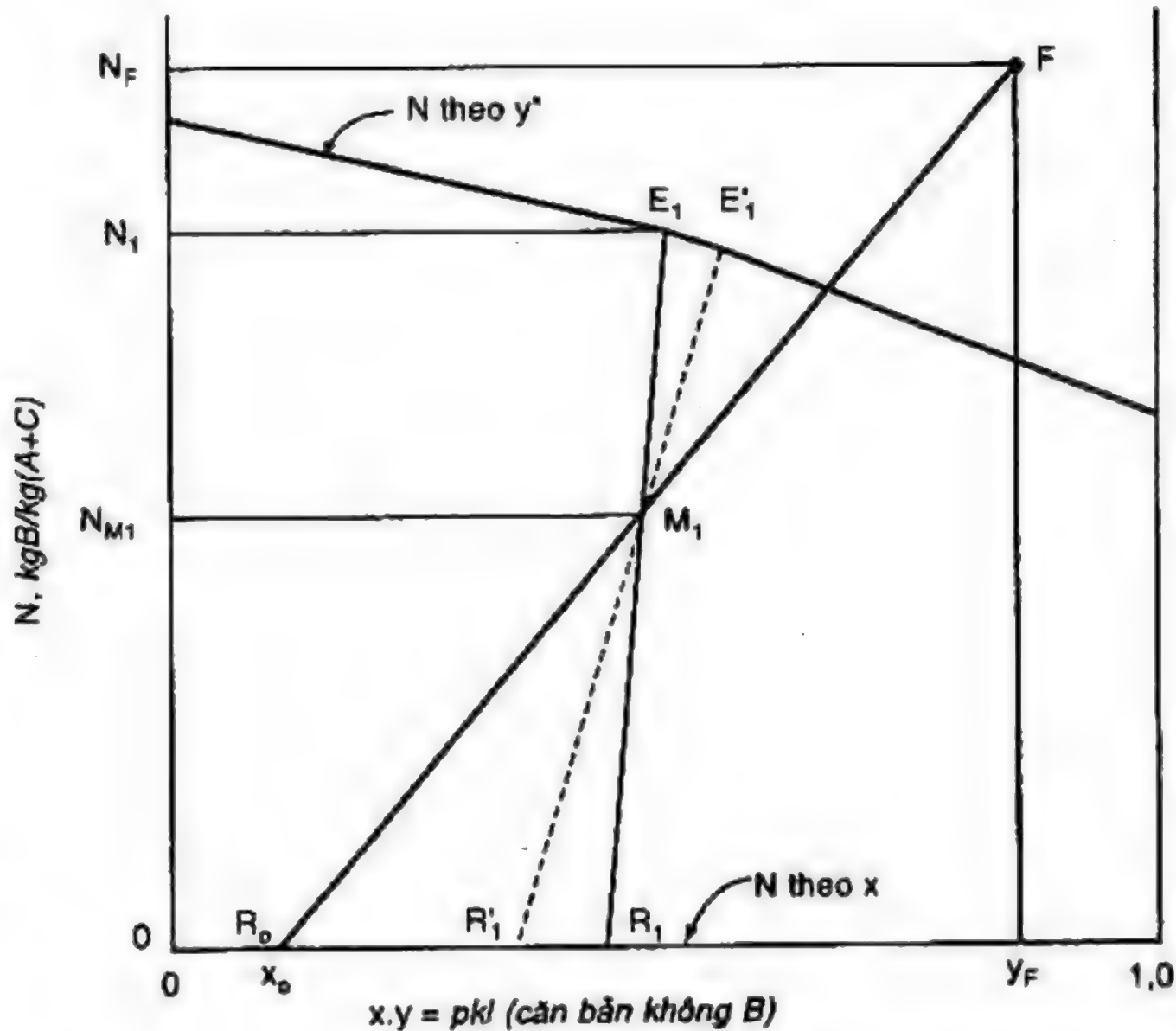
$$N_{M_1} = \frac{B}{F + R_o} = \frac{B}{M_1} \quad (11.5)$$

$$y_{M_1} = \frac{F y_F + R_o x_o}{F + R_o} \quad (11.6)$$

Các biểu thức được biểu diễn trên đồ thị hình 11.10). Điểm F biểu diễn chất rắn ban đầu và R_o là dung môi trích. Điểm M_1 biểu diễn hỗn hợp chất rắn và dung môi nằm trên đoạn $R_o F$ có vị trí được xác định theo qui tắc giản đồ pha. Điểm E_1 và R_1 biểu diễn hai dòng sau khi tách pha được xác định bởi đối tuyến qua M_1 có thành phần được xác định trên đồ thị. Phương trình (11.1) dùng để tính khối lượng E_1 và (11.4) dùng để tính khối lượng R_1 . Nếu có lẫn B trong chất lỏng sau khi tách pha, giản đồ cân bằng có dạng như hình 11.8a.

Nếu số liệu cân bằng để vẽ hình 11.10 nhận được bằng thực nghiệm sau một thời gian tiếp xúc giữa pha lỏng và pha rắn thì đồ thị chỉ biểu diễn sự không hiệu quả của quá trình tách pha, do đó trong thực tế sẽ có thêm sự không hiệu quả của quá trình trích ly do thời gian tiếp xúc pha ngắn. Các dòng sau khi tách pha được biểu diễn bởi điểm R'_1 và E'_1 và hiệu suất trích bằng $(y_F - y'_1)/(y_F - y_1)$. Trong trường

hợp đường cân bằng nhận được trong điều kiện thời gian tiếp xúc pha giống như thực tế thì đối tuyến E_1R_1 sẽ cho trực tiếp thành phần các dòng ra.



Hình 11.10: Đồ thị cho quá trình trích ly một đoạn

11.4.4 Quá trình trích ly nhiều bậc giao dòng

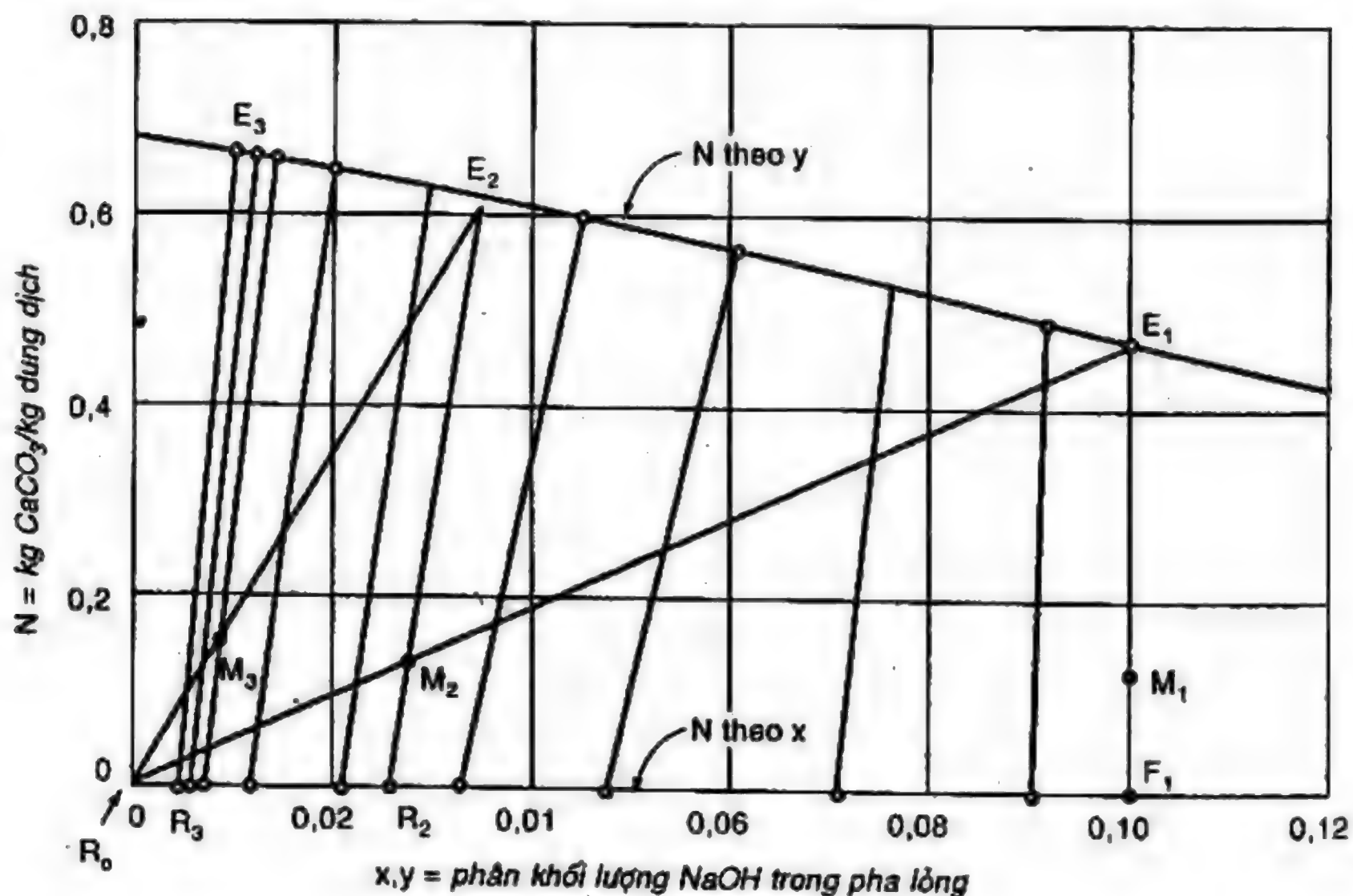
Phép tính cho quá trình nhiều bậc giao dòng là lặp lại phép tính cho từng bậc với pha rắn đi từ bậc trước sang bậc sau. Áp dụng các phương trình từ (11.1) đến (11.6) với sự thay đổi chỉ số của các dòng cho thích hợp. Do sử dụng số liệu cân bằng thực tế nên số bậc trích ly xác định được là số bậc thực. Kết quả phải được điều chỉnh bằng cách thử lại hoặc với lượng dung chất trích được hoặc với lượng dung môi cho vào mỗi bậc.

Ví dụ 11.1: Xút được tạo nên bằng cách rửa sữa vôi với dung dịch carbonat sodium. Huyền phù tạo nên gồm có các hạt carbonat calci, lơ lửng trong dung dịch xút 10%, có 0,125 kg chất rắn lơ lửng /kg dung dịch. Huyền phù được để lắng, dung dịch xút trong được lấy ra và thay bằng khối lượng nước bằng với khối lượng dung dịch lấy ra và hỗn hợp được khuấy hoàn toàn. Sau khi thực hiện hai lần quá trình rửa như

trên với nước, xác định nồng độ NaOH còn lại trong chất rắn. Đặc trưng lắng của hệ được xác định theo đúng các điều kiện thực tế cho thấy có sự hấp phụ của dung chất trên chất rắn như sau:

$x = \text{phân k.l. NaOH trong dung dịch trong}$	$N = \text{kg CaCO}_3 / \text{kg dung dịch trong chất rắn}$	$Y^* = \text{phân k.l. NaOH trong dung dịch trong chất rắn}$
0,0900	0,495	0,0917
0,0700	0,525	0,0762
0,0473	0,568	0,0608
0,0330	0,600	0,0452
0,0208	0,620	0,0295
0,01187	0,650	0,0204
0,00710	0,659	0,01435
0,00450	0,666	0,01015

Giải: Số liệu cân bằng được vẽ trên hình 11.11.



Hình 11.11: Lời giải cho ví dụ 11.1

Trên cơ sở 1 kg dung dịch trong hỗn hợp ban đầu chứa 0,1 kg $\text{NaOH}(C)$ và 0,9 kg $\text{H}_2\text{O}(A)$, $B = 0,125$ kg.

Hỗn hợp ban đầu tương ứng với điểm M_1 với:

$$N_{M_1} = 0,125 \text{ kg CaCO}_3/\text{kg dung dịch}; \quad y_{M_1} = 0,10 \text{ kg NaOH/kg dung dịch}$$

M_1 được xác định trên hình vẽ, sau đó vẽ đối tuyến qua M_1 .

Tại điểm biểu diễn pha rắn: $N_1 = 0,47$; $y_1 = 0,100$.

$$(11.1): \quad E_1 = \frac{B}{N_1} = \frac{0,125}{0,47} = 0,266 \text{ kg dung dịch trong chất rắn.}$$

vậy: $1 - 0,266 = 0,734$ kg dung dịch trong được lấy ra.

Bậc 2: Lượng nước thêm vào $R_0 = 0,734$ kg nước;

$x_0 = 0$ kg NaOH/kg dd. (11.4) cho bậc 2:

$$M_2 = E_1 + R_0 = E_2 + R_2 = 0,266 + 0,734 = 1,0 \text{ kg chất lỏng}$$

$$(11.5): \quad N_{M_2} = \frac{B}{E_1 + R_0} = \frac{B}{M_2} = \frac{0,125}{1,0} = 0,125$$

M_2 nằm trên đối tuyến R_0E_1 tại điểm có tung độ N_{M_2} .

Tại điểm E_2 có: $N_2 = 0,62$; $y_2 = 0,035$

$$(11.1): \quad E_2 = \frac{B}{N_2} = \frac{0,125}{0,62} = 0,202 \text{ kg.}$$

vậy: $1 - 0,202 = 0,798$ kg dung dịch được lấy ra.

Bậc 3: $R_0 = 0,798$ kg nước được thêm vào, $x_0 = 0$

$$(11.4): \quad M_3 = E_2 + R_0 = 0,202 + 0,798 = 1,0$$

$$N_{M_3} = \frac{B}{M_3} = \frac{0,125}{1} = 0,125$$

Đối tuyến R_2E_3 đi qua M_3 có tung độ là N_{M_3} và tại E_3 có:

$$N_3 = 0,662, \quad y_3 = 0,012.$$

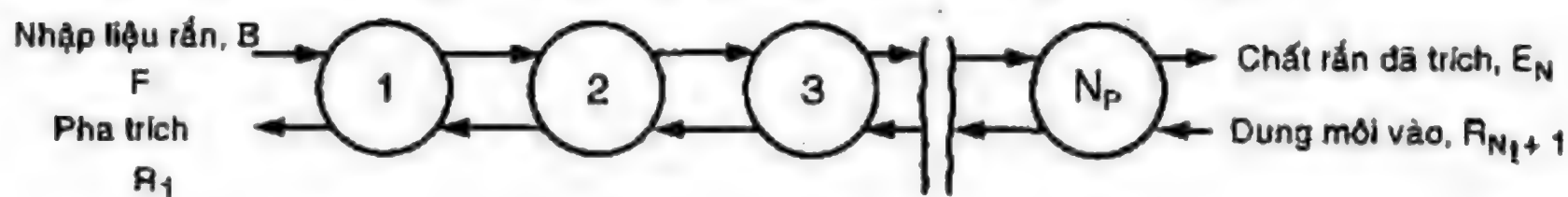
$$(11.1): \quad E_3 = \frac{B}{N_3} = \frac{0,125}{0,662} = 0,189 \text{ kg dung dịch trong pha rắn cuối cùng.}$$

$E_3 y_3 = 0,189 \times 0,012 = 0,00227$ kg NaOH trong chất rắn hay $(0,00227/0,1) \times 100 = 2,27\%$ lượng NaOH ban đầu.

Quá trình còn để lại lượng xút đáng kể và tạo nên ba dung dịch NaOH, hai trong số này là dung dịch loãng (R_2 và R_3).

11.4.5 Quá trình trích ly nhiều bậc nghịch dòng

Sơ đồ quá trình trích ly nhiều bậc nghịch dòng được biểu diễn trên hình 11.12. Quá trình nhất thiết phải hoạt động liên tục để đạt đến trạng thái cân bằng. Trên sơ đồ giả sử chất rắn B không tan và không bị mất vào pha lỏng, tuy nhiên các phép tính có thể được điều chỉnh cho trường hợp chất rắn bị lôi cuốn theo pha lỏng.



Hình 11.12: Quá trình trích ly nghịch dòng

Cân bằng dung môi cho toàn bộ quá trình:

$$F + R_{N_t+1} = R_1 + E_{N_t} = M \quad (11.7)$$

Cân bằng cho dung dịch (A + C):

$$E_{y_F} + R_{N_t+1}x_{N_t+1} = R_1x_1 + E_{N_t}y_{N_t} = My_M \quad (11.8)$$

M biểu diễn hỗn hợp không B giả định bằng cách trộn chất rắn với dung môi. Trên hình 11.13 biểu diễn cho quá trình nhiều bậc nghịch dòng. Tọa độ của điểm M là:

$$N_M = \frac{B}{F + R_{N_t+1}} \quad (11.9)$$

$$y_M = \frac{Fy_F + R_{N_t+1}x_{N_t+1}}{F + R_{N_t+1}} \quad (11.10)$$

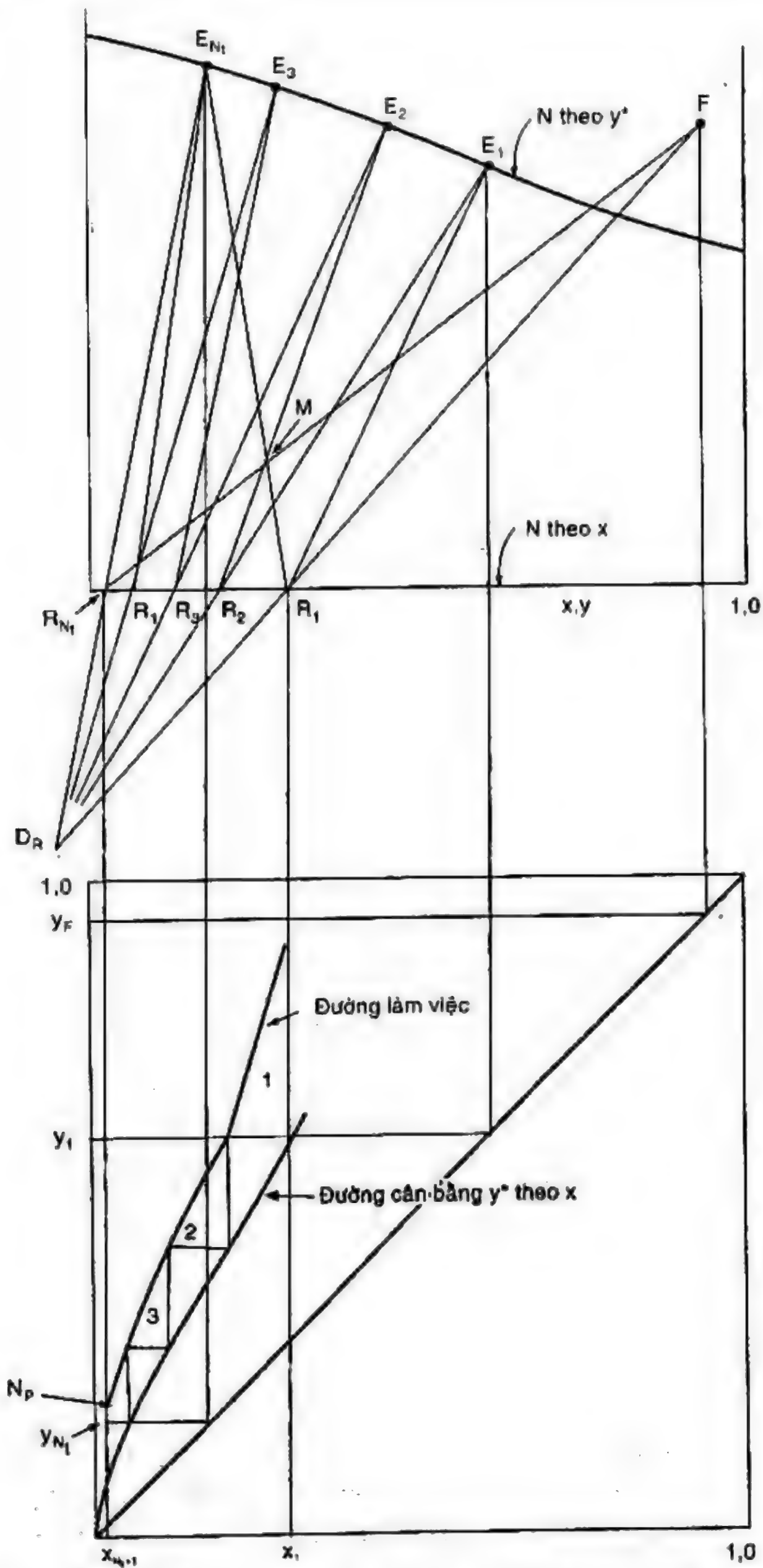
Các điểm E_{N_t} và R_1 biểu diễn các dòng ra khỏi hệ phải nằm trên bậc thẳng qua M và E_{N_t} phải nằm trên đường cân bằng thực. Sắp xếp lại (11.7):

$$F - R_1 = E_{N_t} - R_{N_t+1} = \Delta_R \quad (11.11)$$

Tương tự, cân bằng dung dịch từ bậc 1 đến bậc bất kỳ, giả sử bậc thứ ba, có dạng:

$$F - R_1 = E_3 - R_4 = \Delta_R \quad (11.12)$$

Δ_R biểu diễn dòng sai biệt $E - R$ (thường có giá trị âm) giữa hai bậc.



Hình 11.13: Đồ thị cho quá trình trích ly nhiều đoạn nghịch dòng

Trên hình 11.13, Δ_R là giao điểm của các đường FR_1 và $E_{N_t}R_{N_t+1}$ kéo dài. Vì các dòng ra khỏi mỗi bậc được nối bằng đối tuyến thực tại điều kiện cụ thể xác định trước nên E_1 được xác định bởi đối tuyến qua R_1 . Nối Δ_R với E_1 cho R_2 . Hoặc xác định số bậc trích trên đồ thị xy bằng cách vẽ các đường ngẫu nhiên từ Δ_R đến đường $N-x$ và $N-y^*$, chiếu các giao điểm xy ta được đường làm việc, vẽ đường bậc thang sẽ xác định được số bậc trích lý thực.

Trong trường hợp đặc biệt khối lượng các dòng không đổi hay giá trị N không đổi cho pha rắn thì đường làm việc trên tọa độ xy sẽ là đường thẳng có hệ số góc không đổi R/E , và có thêm đường cân bằng thực tế là đường thẳng có hệ số góc $m = y^*/x = \text{const}$ thì tương tự như trong chương 4 ta có:

$$\frac{y_F - y_{N_t}}{y_F - mx_{N_t+t}} = \frac{(R/mE)^{N_t+1} - R/mE}{(R/mE)^{N_t+1} - 1} \quad (11.13)$$

Đồ thị trong chương 4 được dùng để giải nhanh trong trường hợp này.

Ví dụ 11.2: NaOH được sản xuất với suất lượng 400 kg/h (khối lượng khô) bằng cách cho Na_2CO_3 phản ứng với sữa vôi $\text{Ca}(\text{OH})_2$ theo sơ đồ hình 11.2a. Khối lượng tác chất sử dụng theo tỉ lệ lượng hóa học và để đơn giản giả sử phản ứng hoàn toàn. Nước tinh khiết được dùng để rửa trầm hiện CaCO_3 (hòa tan NaOH) và trong lần rửa đầu tiên, dung dịch nước rửa chứa 10% NaOH. Áp dụng số liệu cân bằng trong ví dụ 11.1.

a) Nếu rửa trầm hiện ba lần, xác định lượng nước rửa cần thiết và tỉ lệ NaOH còn bị giữ lại trong trầm hiện.

b) Để giảm tỉ lệ NaOH bị giữ lại trong trầm hiện còn 0,1% cần rửa bao nhiêu lần?

Giải: a) Phân tử lượng của CaCO_3 (B) = 100 của NaOH (C) = 40. Sút được sản xuất 400 kg/h hay $400/40 = 10 \text{ kmol/h}$. Do đó, CaCO_3 được tạo nên là: $10/2 = 5,0 \text{ kmol/h}$ hay $5,0 (100) = 500 \text{ kg/h} = \text{B}$.

Lượng nước cần thiết là lượng nước trong dung dịch và lượng nước bị giữ lại trong trầm hiện. Lượng nước bị giữ lại trong trầm hiện cuối cùng tùy thuộc trên nồng độ sút trong chất rắn, tuy nhiên số liệu này chưa biết. Sau khi tính thử, giả sử rằng dung dịch trong chất rắn cuối

cùng có 0,01 phân khối lượng NaOH ($y_3 = 0,01$) và số liệu cân bằng cho $N_3 = 0,666 \text{ kg CaCO}_3/\text{kg dung dịch trong chất rắn cuối cùng}$:

$$E = \frac{B}{N_3} = \frac{500}{0,666} = 750 \text{ kg/h dung dịch bị thất thoát}$$

$$\text{NaOH bị thất thoát} = E_3 y_3 = 750 (0,01) = 7,50 \text{ kg/h}$$

$$\text{Nước trong chất rắn} = 750 - 7,5 = 742,5 \text{ kg/h}$$

$$\text{Lượng xút trong dung dịch trong} = 400 - 7,5 = 392,5 \text{ kg/h}$$

Nồng độ dung dịch NaOH là 0,1 phân k.l.NaOH

$$R_1 = 392,5/0,1 = 3925 \text{ kg dung dịch trong/h}$$

Lượng nước trong

$$R_1 = 3925 - 392,5 = 3532,5 \text{ kg/h}$$

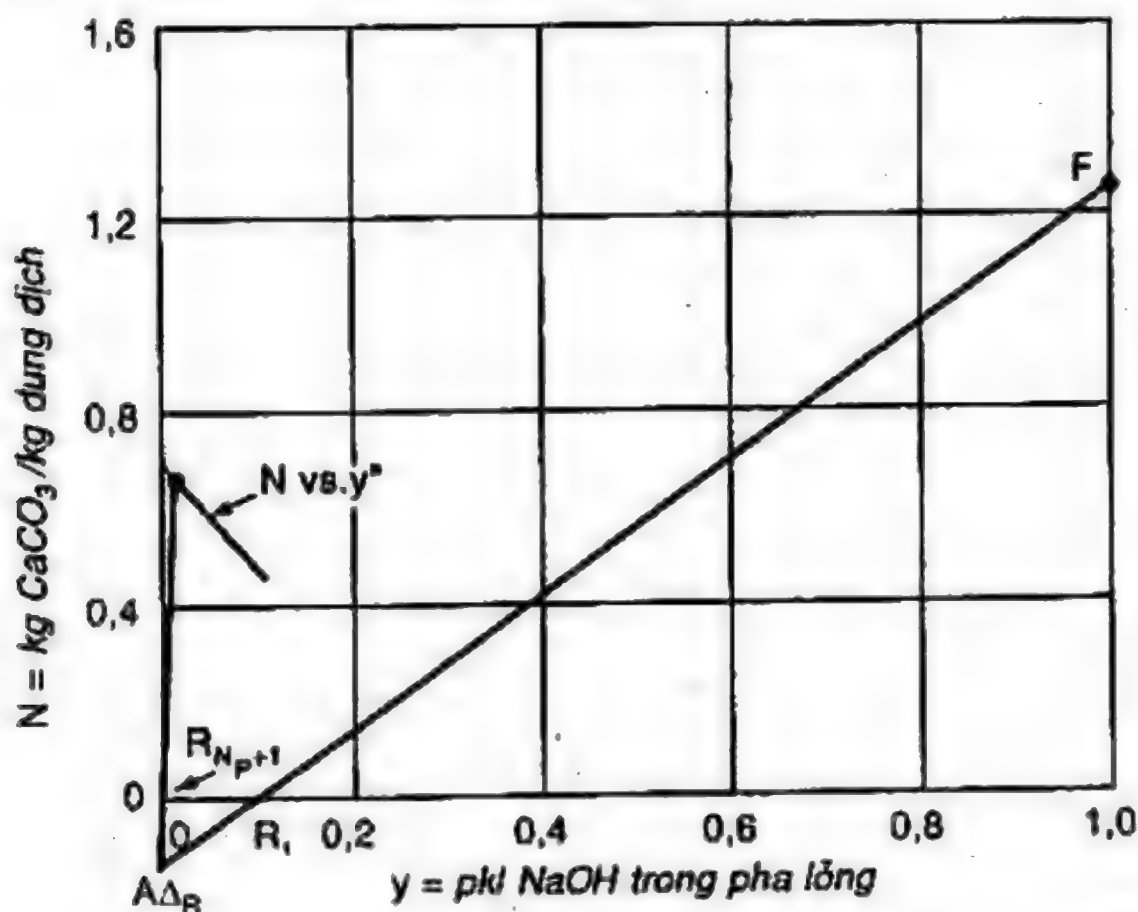
Lượng nước tinh khiết cần thiết là

$$R_{N_i+1} = 3532,5 + 742,5 = 4275 \text{ kg/h}$$

Để tiện tính toán, giả sử trong bậc thứ nhất hỗn hợp sản phẩm khô, CaCO_3 và NaOH, được cho vào cùng với pha lỏng từ bậc thứ hai

$$F = 400 \text{ kg NaOH/h}; N_F = \frac{B}{F} = \frac{500}{400} = 1,25 \text{ kg CaCO}_3/\text{kg NaOH}$$

$y_F = 1,0$ phân k.l NaOH trong chất rắn khô (không kể CaCO_3)



Hình 11.14: Lời giải cho ví dụ 11.2

Vẽ các điểm R_1, E_3, R_{N_i+1} và F trên hình 11.14. Xác định điểm Δ_R là giao điểm của hai đường FR_1 và $E_3R_{N_i+1}$ kéo dài. Tọa độ của Δ_R là $N_{\Delta_R} = -0,1419, y_{\Delta_R} = -0,00213$ (có thể xác định bằng giải tích). Tính toán thêm để vẽ giản đồ cân bằng trên hình 11.15.

Xác định được ba bậc và $y_3 = 0,01$ để đúng với giá trị giả sử ban đầu. Lượng NaOH bị mất trong chất rắn là $(7,5/400)100 = 1,87\%$

b) Lượng sút bị mất $= 0,001 (400) = 0,4 \text{ kg/h}$

kg CaCO_3 / kg NaOH trong pha rắn cuối cùng là:

$$\frac{500}{0,4} = 1250 = \frac{N_{N_i}}{y_{N_i}}$$

Để xác định lượng chất lỏng trong chất rắn cuối cùng, đổi số liệu cân bằng ra dạng sau:

N	0,659	0,666	0,677	0,679	0,680
y^*	0,01435	0,01015	0,002	0,001	0,0005
N/y^*	45,6	65,6	338	679	1360

Nội suy cho $N/y^* = 1250, N_{N_i} = 0,680 \text{ kg CaCO}_3/\text{kg dung dịch}$ và $y_{N_i} = \frac{0,680}{1250} = 0,000544 \text{ phân k.l.NaOH}$ trong chất lỏng bị giữ lại trong

chất rắn cuối cùng $E_{N_i} = \frac{B}{N_{N_i}} = \frac{500}{0,680} = 735 \text{ kg/h}$

Lượng nước trong $E_{N_i} = 735 - 0,4 = 734,6 \text{ kg/h}$

Lượng sút trong dung dịch trong $= 400 - 0,4 = 399,6 \text{ kg/h}$

$$R_1 = 399,6/0,1 = 3996 \text{ kg/h}$$

Lượng nước trong $R_1 = 3996 - 399,6 = 3596 \text{ kg/h}$

Lượng nước ban đầu $= R_{N_i+1} = 3596 + 734,6 = 4330,6 \text{ kg/h}$

Trên giản đồ hình 11.16 điểm được xác định giống như trên và xác định được số bậc trích ly. Phương pháp vẽ quá bậc thứ tư sẽ không thực tế, trong trường hợp này có thể sử dụng giản đồ trong chương 4 để xác định tiếp số bậc.

Quá bậc thứ tư tỉ số: $\frac{R_{N_i+1}}{E_{N_i}} = \frac{4330,6}{735} = 5,90 = \frac{R}{E}$

Đây là hệ số góc của đường làm việc trên hình 11.16. Hệ số góc đường cân bằng trong khoảng nồng độ thấp này xem như không đổi:

$$m = \frac{y^*}{x} = \frac{0,01015}{0,00450} = 2,26 \text{ và } \frac{R}{mE} = \frac{5,90}{2,26} = 2,61$$

$$x_{N_i+1} = 0 \text{ và } y_4 = 0,007$$

Do đó: $\frac{(y_{N_i} - mx_{N_i+1})}{(y_4 - mx_{N_i+1})} = \frac{0,000544}{0,007} = 0,0777$

Từ giản đồ (chương 4) xác định được thêm 2, 3 bậc. Nếu có hai bậc bổ sung: $y_{N_i}/y_4 = 0,099$ hay $y_{N_i} = 0,099(0,007) = 0,000693$, tương ứng với 0,51 kg NaOH bị thất thoát/h. Nếu bổ sung thêm ba bậc (tổng cộng là bảy) sẽ được $y_{N_i} = 0,0365 (0,007) = 0,000255$ tương ứng với 0,187 kg NaOH bị thất thoát/h.

Ví dụ 11.3: Dùng dung môi hexan để trích dầu đậu nành từ bánh dầu. Bánh dầu được đặt thành lớp dày 300 mm trên một băng tải có đục lỗ chuyển động chậm bên dưới các vòi phun dung môi hoạt động liên tục. Khi lớp chất rắn đến dưới vòi phun, dung môi sẽ được phun ngập lớp chất rắn, dung dịch chảy ra sẽ được hứng vào máng bên dưới băng tải và được bơm trở lại để phun lên vật liệu. Khoảng cách giữa 2 lần phun là 6 phút. Dung dịch được bơm từ máng này sang máng kia theo chiều nghịch với chiều chuyển động của chất rắn và quá trình xem như là quá trình nhiều bậc nghịch chiều và mỗi lần phun và tháo dung dịch được xem như một bậc. Thí nghiệm cho thấy mức độ tháo dung dịch khỏi bã trong 6 phút phụ thuộc vào hàm lượng dầu trong dung dịch như sau:

% k.l. dầu trong dung dịch	0	20	30
kg dung dịch bị giữ lại/kg chất rắn không tan	0,58	0,66	0,70

Bánh dầu ban đầu chứa 20% dầu và được trích còn 0,5% dầu (trên căn bản không dung môi). Dung môi ban đầu không chứa dầu được sử dụng với tỉ lệ 1 kg hexan/kg bánh dầu. Dung dịch tháo khỏi bánh dầu nói chung là không chứa bánh dầu ngoại trừ trong bậc đầu tiên: dung dịch đậm đặc chứa 10% chất rắn trong nhập liệu ban đầu dưới dạng huyền phù. Xác định số bậc trích ly cần thiết.

Giải: Các đối tuyến trong trường hợp này là thẳng đứng $x = y^*$. Số liệu cân bằng được sắp xếp lại như sau:

% dầu trong dung dịch	kg dung dịch bị giữ lại = 1 kg chất rắn = N	N	kg dầu kg chất rắn = y^*
0	0,58	1,725	0
20	0,66	1,515	0,132
30	0,70	1,429	0,210

Cân bản tính: 1 kg bánh dầu ban đầu

Bánh dầu: $B = 0,8$ kg chất rắn không tan; $F = 0,2$ kg dầu; $N_F = 0,8/0,2 = 4,0$ kg chất rắn/kg dầu; $y_F = 1,0$ phân k.l dầu (cân bản không chất rắn).

Dung môi: $R_{N_i+1} = 1,0$ kg hexan; $x_{N_i+1} = 0$ phân k.l.dầu

Chất rắn sau khi trích ly:

kg dầu/kg chất rắn = $0,005/0,995 = 0,00503$.

Nội suy từ số liệu cân bằng $N_{N_i} = 1,718$ kg chất rắn/kg dung dịch

Lượng chất rắn không tan bị mất vào dung dịch = $0,8 \times 0,1 = 0,08$ kg

Lượng chất rắn còn lại sau khi trích = $0,8 \times 0,9 = 0,72$ kg

$$E_{N_i} = \frac{0,72}{1,718} = 0,420 \text{ kg dung dịch bị giữ lại}$$

Khối lượng dầu bị giữ lại trong chất rắn = $0,00503 \times 0,72 = 0,00362$ kg

Khối lượng hexan bị giữ lại = $0,420 - 0,00362 = 0,416$ kg.

$$y_{N_i} = \frac{0,00362}{0,420} = 0,0086 \text{ phân k.l. dầu trong chất lỏng bị giữ lại.}$$

Dung dịch:

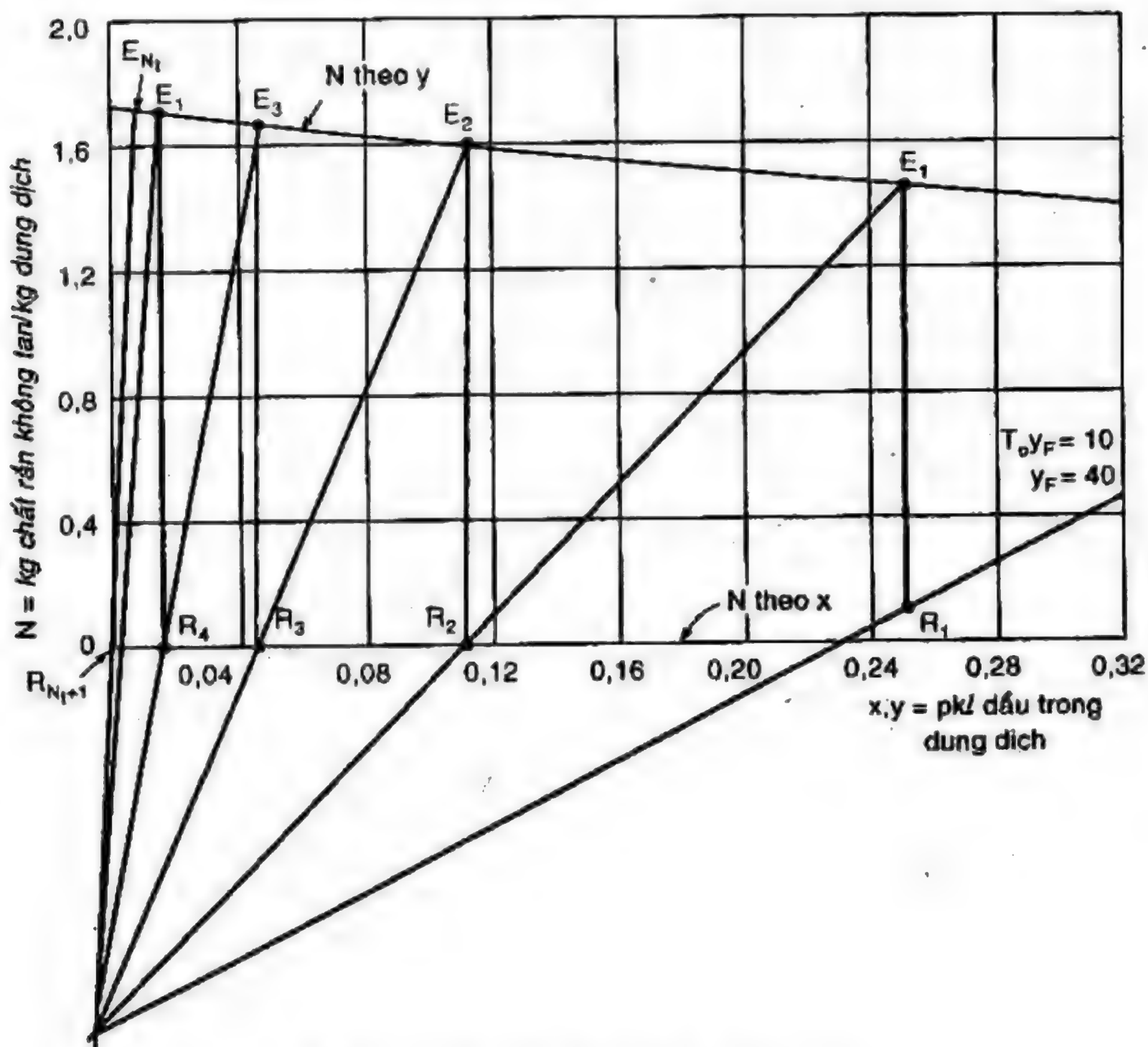
Hexan = $1 - 0,416 = 0,584$ kg; dầu = $0,2 - 0,00362 = 0,196$ kg,

$R_1 = 0,584 + 0,196 = 0,780$ kg dung dịch trong;

$x_1 = 0,196/0,780 = 0,252$ phân k.l dầu trong dung dịch.

$N_{R_1} = 0,08/0,780 = 0,1027$ kg chất rắn không tan/kg dung dịch.

Đồ thị cho quá trình được vẽ trên hình 11.16. Điểm R_1 biểu diễn pha lỏng có lẫn chất rắn nên nằm phía trên trục hoành tại N_{R_1} . Xác định điểm Δ_R và số bậc trích như trên đồ thị. Số bậc trích giữa bốn và năm bậc.



Hình 11.16: Lời giải cho ví dụ 11.3

BÀI TẬP

11.1. Một loại quặng chứa 20% lưu huỳnh nguyên tố được trích ly bằng một loại dung môi trong đó hòa tan được lưu huỳnh đến nồng độ 10% khối lượng. Dung môi sẽ được bơm trở lại lớp quặng, sử dụng lượng dung môi bằng 1,5 *kg dung môi/kg quặng*. Sau khi nồng độ lưu huỳnh trong dung môi không tăng nữa, dung dịch sẽ được tháo ra và thay bằng dung môi mới bằng 1,5 *kg dung môi/kg quặng ban đầu*. Khi tháo chất lỏng, chất rắn giữ lại chất lỏng với tỷ lệ 1/10 khối lượng chất rắn. Không xảy ra quá trình hấp phụ.

- a) Tính và vẽ số liệu cân bằng
- b) Xác định lượng lưu huỳnh không trích được và nồng độ lưu huỳnh trong hỗn hợp lỏng.

11.2. Sulfat nhôm, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, được sản xuất bằng cách cho acid sulfuric H_2SO_4 tác dụng lên bauxit trong một hệ bình khuấy như hình 11.2a.



Nhập liệu gồm:

- 1- 25 tấn bauxit/ngày, chứa 50% Al_2O_3 và phần còn lại không tan
- 2- Dung dịch H_2SO_4 có nồng độ 60% H_2SO_4 .

Giả sử phản ứng hoàn toàn. Dung dịch sản phẩm đậm đặc 22% $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ và lượng $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ bị mất trong chất rắn sau khi rửa là tối đa 2% lượng $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ tạo nên. Nước sạch được cho vào bình khuấy cuối cùng. Pha lỏng đi vào mỗi bình có 4 kg chất lỏng/kg chất rắn. Tính số bậc trích ly cần thiết và lượng nước rửa cần dùng mỗi ngày. Chú ý đến lượng nước tạo thành do phản ứng và lượng nước có trong acid.

11.3. Để sản xuất KNO_3 , cho KCl tác dụng với dung dịch đậm đặc, nóng NaNO_3 :



Do độ hòa tan tương đối thấp, một phần NaCl trầm hiện và được lọc ra. Thêm một ít nước vào nước qua lọc để ngăn ngừa NaCl trầm hiện thêm, hỗn hợp được làm nguội đến 20°C để KNO_3 kết tinh. Hỗn hợp huyền phù có: 100 kg KNO_3 trầm hiện và 239 kg dd có thành phần là 21,3% KNO_3 , 21,6% NaCl , và 57,1% nước.

Huyền phù được đưa vào bình lắng thứ nhất trong hệ bốn bình hoạt động liên tục, trong đó cứ 100 kg tinh thể được rửa nghịch dòng với 75 kg dung dịch bão hòa KNO_3 chứa 24% KNO_3 để loại NaCl khỏi các tinh thể KNO_3 . Tinh thể ra khỏi mỗi bình còn giữ 25% chất lỏng và chất lỏng ra khỏi mỗi bình là chất lỏng trong. Trong mỗi bình chất rắn và chất lỏng đạt cân bằng và chất lỏng trong có cùng thành phần với chất lỏng bị giữ lại trong chất rắn. Độ hòa tan của KNO_3 trong dung dịch NaCl (KNO_3 là pha rắn cân bằng) tại nhiệt độ cho trước ở bảng sau.

% NaCl	0	6,9	12,6	17,8	21,6
% KNO ₃	24,0	23,3	22,6	22,0	21,3

a) Vẽ đường cân bằng [$N = \text{kg KNO}_3 / \text{kg}(\text{NaCl} + \text{H}_2\text{O})$] cho chất lỏng trong và tinh thể ướt; x và $y = \text{kg NaCl} / \text{kg}(\text{NaCl} + \text{H}_2\text{O})$

b) Tính tỷ lệ NaCl còn lại trên tinh thể khô

11.4. Ethyl ether được dùng để trích một loại dầu bằng quá trình trích ly liên tục nhiều bậc nghịch dòng. Lượng dung dịch bị giữ lại trong chất rắn được xác định bằng thực nghiệm là hàm số theo thành phần của dung dịch như sau.

kg dầu/kg dung dịch, y	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,65	0,70	0,72
kg dung dịch bị giữ lại/kg Chất rắn không dầu	0,205	0,242	0,286	0,339	0,405	0,489	0,600	0,672	0,762	0,810

Chất rắn chứa 25,7% khối lượng dầu. Nếu trích được 95% dầu trong chất rắn và dung dịch cuối cùng có nồng độ 70% khối lượng dầu.

Tính:

a) Khối lượng ether cần cho 1000 kg chất rắn ban đầu

b) Số bậc trích ly thuyết

Tài liệu tham khảo

1. Robert E. Treybal, *Mass Transfer Operations*, Mc Graw Hill Book Company, 1968.
2. W.Mc Cabe & J.C. Smith, *Unit Operations in Chemical Engineering*, Mc Graw Hill Book Co., 1985.
3. Buford D. Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, Mc Graw Hill Book Co., 1963.
4. Đỗ Văn Đài và các tác giả, *Quá trình và thiết bị công nghệ Hóa học và Thực phẩm*, Nhà xuất bản Đại học và Trung học chuyên nghiệp.
5. Bộ môn Máy thiết bị: *Quá trình và thiết bị công nghệ Hóa học và Thực phẩm, tập 10: Ví dụ & Bài tập*, Trường Đại học Bách khoa TP Hồ Chí Minh.
6. C. Judson King, *Separation processes*, Mc Graw Hill. Co., 1980.
7. J.R. Welty, C.E. Wicks, R.E Wilson, *Fundamentals of Momentum, Heat and Mass Transfer*, John Wiley, 1973.
8. E. L. Cussler, *Diffusion - Mass Transfer in Fluid Systems*, Cambridge.

QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ CÔNG NGHỆ HÓA HỌC VÀ THỰC PHẨM
TẬP 3

TRUYỀN KHỐI

Vũ Bá Minh (cb), Võ Văn Bang

NHÀ XUẤT BẢN
ĐẠI HỌC QUỐC GIA TP HỒ CHÍ MINH
KP 6, P. Linh Trung, Q. Thủ Đức, TPHCM
Số 3 Công trường Quốc tế, Q.3, TPHCM
ĐT: 38239172, 38239170
Fax: 38239172; Email: vnuhp@vnuhcm.edu.vn

★★★

Chịu trách nhiệm xuất bản

TS HUỖNH BÁ LÂN

Tổ chức bản thảo và chịu trách nhiệm về tác quyền
TRƯỜNG ĐẠI HỌC BÁCH KHOA – ĐHQG TPHCM

Biên tập

NGUYỄN TIẾN NAM

PHẠM THỊ ANH TÚ

NGUYỄN HUỖNH

Sửa bản in

NGUYỄN TIẾN NAM

Trình bày bìa

TRƯƠNG NGỌC TUẤN

In tái bản 1.000 cuốn, khổ 16 x 24 cm
Số đăng ký KHXB: 126-2013/CXB/110-07/ĐHQG-TPHCM
Quyết định xuất bản số: 327/QĐ-ĐHQG-TPHCM/TB
ngày 21/6/2013 của Nhà xuất bản ĐHQG TPHCM
In tại Xưởng in Đại học Bách khoa - ĐHQG TP.HCM
Nộp lưu chiểu tháng 8 năm 2013.

